

Tesis de Posgrado

Fenómenos de transferencia en sistemas de flujo bifásico

Cavatorta, Omar Norberto

1985

Tesis presentada para obtener el grado de Doctor en Ciencias
Químicas de la Universidad de Buenos Aires

Este documento forma parte de la colección de tesis doctorales y de maestría de la Biblioteca Central Dr. Luis Federico Leloir, disponible en digital.bl.fcen.uba.ar. Su utilización debe ser acompañada por la cita bibliográfica con reconocimiento de la fuente.

This document is part of the doctoral theses collection of the Central Library Dr. Luis Federico Leloir, available in digital.bl.fcen.uba.ar. It should be used accompanied by the corresponding citation acknowledging the source.

Cita tipo APA:

Cavatorta, Omar Norberto. (1985). Fenómenos de transferencia en sistemas de flujo bifásico. Facultad de Ciencias Exactas y Naturales. Universidad de Buenos Aires.
http://digital.bl.fcen.uba.ar/Download/Tesis/Tesis_1914_Cavatorta.pdf

Cita tipo Chicago:

Cavatorta, Omar Norberto. "Fenómenos de transferencia en sistemas de flujo bifásico". Tesis de Doctor. Facultad de Ciencias Exactas y Naturales. Universidad de Buenos Aires. 1985.
http://digital.bl.fcen.uba.ar/Download/Tesis/Tesis_1914_Cavatorta.pdf

EXACTAS UBA

Facultad de Ciencias Exactas y Naturales



UBA

Universidad de Buenos Aires

UNIVERSIDAD DE BUENOS AIRES

FACULTAD DE CIENCIAS EXACTAS Y NATURALES

Tema de Tesis

FENOMENOS DE TRANSFERENCIA EN SISTEMAS DE FLUJO BIFASICO

Autor

OMAR NORBERTO CAVATORTA

Director de Tesis

Dra. URSULA C. E. BOHM de BORDENAVE

Lugar de trabajo

DEPARTAMENTO DE INDUSTRIAS (F.C.E.yN.)

TESIS PRESENTADA PARA OPTAR AL TITULO DE DOCTOR EN CIENCIAS

QUIMICAS (ORIENTACION QUIMICA INDUSTRIAL)

-1985-

*Tesis 1914
G.2*

A mi esposa e hijas
A mis padres
A mis abuelos

Agradecimientos:

A la Dra. Ursula C. Böhm de Bordenave por la dirección de este trabajo y el importante apoyo brindado.

Al Departamento de Industrias, al Consejo Nacional de Investigaciones Científicas y Técnicas y a la Subsecretaría de Ciencia y Tecnología de la Nación por posibilitar la realización de este trabajo.

A los miembros del grupo de investigación del proyecto "Transferencia de Calor y Materia en Sistemas de Uso Industrial" por el continuo apoyo brindado.

Al Sr. Francisco Cabrera por la construcción de los equipos de acrílico utilizados y a la Sra. Pilar Sánchez de Brizuela por el mecanografiado de este trabajo.

A todas aquellas personas que de una u otra manera contribuyeron en la realización de este trabajo de Tesis.

Indice

	Pag.
1. Introducción	1
2. Comportamiento fluidodinámico de columnas de burbujeo	4
2.1. Revisión bibliográfica	4
2.1.2. Regímenes de flujo	4
2.1.2. Fracción gaseosa	6
2.1.3. Distribución axial de la fracción gaseosa	14
2.2. Objetivos	16
2.3. Parte experimental	17
2.3.1. Descripción del equipo	17
2.3.2. Condiciones de trabajo	21
2.3.3. Método operativo	23
2.3.4. Procedimientos de cálculo	23
2.4. Resultados	25
2.4.1. Tipos de flujo y distribución axial de la fracción gaseosa	25
2.4.2. Fracción gaseosa global	42
2.5 Comparación con otros autores	56
2.6. Conclusiones	63
3. Transferencia de materia líquido-pared en sistemas agitados con gases	68
3.1. Revisión bibliográfica	69
3.2. Objetivos	72

	Pág.
3.3. Parte experimental	74
3.3.1. Método para la determinación de los coeficientes de transferencia de materia	74
3.3.2. Descripción del equipo	77
3.3.3. Condiciones de trabajo	81
3.3.4. Método operativo	84
3.3.5. Procedimientos de cálculo	84
3.4. Resultados	86
3.4.1. Influencia de la velocidad superficial del gas	90
3.4.2. Influencia del distribuidor de gas y del régimen de flujo	96
3.4.3. Influencia de la fracción gaseosa	98
3.4.4. Influencia de las propiedades de la fase líquida	104
3.4.5. Influencia de la longitud de transferencia	108
3.5. Correlación de los resultados	114
3.5.1. Correlación para pequeñas longitudes de transferencia	114
3.5.2. Correlación para transferencia de materia completamente desarrollada	114
3.6. Comparación con otros autores	117
3.7. Modelos para la transferencia fluido-pared	125
3.8. Conclusiones	135
4. Nomenclatura	138
5. Bibliografía	142
Apéndice "A"	150
Apéndice "B"	161

1. Introducción

Un gran número de operaciones y procesos en la industria química, metalúrgica y electroquímica hacen uso de la agitación que produce una corriente de gas al atravesar una fase líquida. De hecho, en muchos contactores físicos y reactores químicos se utiliza la dispersión de un gas como única fuente de agitación.

El principio de la agitación con gas se emplea, por ejemplo, en operaciones de extracción de minerales a partir de suspensiones de sólidos. En algunos procesos se introduce una corriente de aire para agitar el sistema y mantener los sólidos en suspensión; en otros se utiliza una corriente de vapor con la finalidad adicional de calentar el sistema (1).

La introducción de una corriente de aire permite aumentar la eficiencia de distintos tipos de extractores líquido-líquido: torres "spray", torres de platos y torres rellenas (2). Además, el uso de mezcladores-decantadores operados por aire en el procesamiento de material combustible irradiado es una solución satisfactoria para los problemas de seguridad que plantea el manipuleo de soluciones radioactivas.

En la práctica industrial se utilizan comúnmente columnas de burbujeo como absorbedores, desorbedores, reactores y bioreactores cuando se requieren grandes fracciones de líquido, grandes tiempos de residencia del líquido o grandes velocidades de transferencia de calor y materia. En estos contactores gas-líquido, se introduce una corriente gaseosa por la base de la columna, pudiendo haber o no circulación de la fase líquida; la dispersión del gas en el líquido es la única fuente de agitación.

Las ventajas más significativas que presentan las columnas de burbujeo son: ausencia de partes móviles, mínimo mantenimiento, bajos costos, grandes áreas interfaciales efectivas y elevados coeficien-

///

tes de transferencia de calor y materia.

Estas columnas han adquirido en los últimos años una creciente importancia como reactores gas-líquido para procesos continuos de fermentación. Los bioreactores y fermentadores para cultivos aeróbicos, como así también los equipos de aereación de corrientes contaminadas por sustancias oxidables, son ejemplos en los que la introducción de aire permite una agitación adecuada del sistema a la vez que provee uno de los reactivos.

Muchas reacciones se llevan a cabo en columnas de burbujeo en las que el gas reacciona con uno de los componentes de la fase líquida. En muchos procesos que involucran reacciones de cloración, hidrogenación, nitración y oxidación altamente exotérmicas, la velocidad de remoción del calor restringe frecuentemente la eficiencia del reactor. Las columnas de burbujeo se prefieren en este tipo de procesos dadas las ventajas que presentan frente a los tanques agitados: simplicidad de construcción y grandes áreas de transferencia de calor.

En la industria electroquímica la obtención de condiciones tales que favorezcan el transporte de las especies reactivas a la superficie de los electrodos es de fundamental importancia, sobre todo para el diseño de celdas que deban operar con reactivos en baja concentración. Un método de agitación adecuado para tal propósito parece ser el burbujeo de un gas a través de la solución electrolítica.

Dada la importancia práctica que tiene la agitación con gases en distintas ramas de la tecnología e ingeniería química, como así también el creciente interés por nuevos métodos y dispositivos que permitan aumentar la transferencia de materia en celdas electroquímicas (3-5), se encaró el estudio de las características fluidodinámicas y de la transferencia de materia líquido-pared en columnas de burbujeo.

Los objetivos fundamentales del presente trabajo son:

///

- a- estudiar el efecto de la velocidad del gas y tipo de distribuidor sobre el comportamiento fluidodinámico de columnas de burbujeo, en especial sobre la distribución axial de la fracción gaseosa.
- b- estudiar el efecto de las condiciones fluidodinámicas, propiedades de la fase líquida y longitud de transferencia sobre la transferencia de materia líquido-pared.

Los estudios se llevaron a cabo en columnas de burbujeo de sección circular, sin circulación neta de líquido; se utilizó el método electroquímico para la determinación de los coeficientes de transferencia y el método manométrico para la determinación de fracción gaseosa.

2. Comportamiento fluidodinámico de columnas de burbujeo

Los fenómenos de transferencia que se producen en un dado sistema están fuertemente afectados por las condiciones fluidodinámicas presentes. Para un correcto diseño de los equipos es imprescindible una adecuada caracterización del comportamiento fluidodinámico de los mismos.

En el caso particular de las columnas de burbujeo, las características del flujo suelen ser muy complejas y el estudio fluidodinámico de las mismas adquiere gran importancia.

El comportamiento fluidodinámico de una columna de burbujeo suele caracterizarse a través del tipo de régimen de flujo presente y del valor de la fracción gaseosa o porosidad (volumen de gas/volumen de líquido + volumen de gas) en la columna. Por lo tanto, es de vital importancia un conocimiento profundo de los mismos.

2.1. Revisión bibliográfica

En vista de la gran difusión y creciente importancia que han adquirido las columnas de burbujeo en la industria química, existe abundante información sobre los regímenes de flujo y la fracción gaseosa en tales sistemas. De los trabajos existentes en bibliografía (6-47) surge que ambos dependen fundamentalmente de la velocidad superficial del gas pero también (en mayor o menor grado) de las características geométricas del sistema (diámetro de la columna, altura del líquido, tipo de distribuidor), de las propiedades físicas de las fases líquida y gaseosa y de la velocidad superficial del líquido cuando hay circulación neta del mismo.

2.1.1. Regímenes de flujo

De los trabajos que tratan o describen los tipos de régimen de flujo presentes en columnas de burbujeo (6-25), pueden extraerse las siguientes conclusiones:

///

Son posibles tres tipos de regímenes de flujo:

- a- régimen homogéneo (o de burbujas): las burbujas generadas en el distribuidor son de tamaño uniforme y ascienden sin interacción apreciable siguiendo un paso helicoidal o zigzagueante.
 - b- régimen de transición: la distribución de tamaños de burbujas es mayor y éstas comienzan a interactuar a partir del distribuidor o luego de una cierta altura que desciende al aumentar la velocidad superficial del gas. La interacción origina grupos o aglomerados de burbujas y/o coalescencia para formar burbujas mayores; los aglomerados y burbujas grandes ascienden a mayor velocidad que el resto de las burbujas, perturbando el desplazamiento de éstas y originando torbellinos en el líquido.
 - c- régimen turbulento (o heterogéneo): grandes bolsones de gas y/o grandes aglomerados de burbujas coexisten con burbujas menores de amplia distribución de tamaños; en las columnas de menor diámetro los bolsones pueden ocupar toda la sección de la columna y las capas de líquido entre ellos son agitadas violentamente; en las columnas de diámetros mayores se originan corrientes de recirculación de gran escala.
- El tipo de flujo presente dependerá principalmente de la velocidad superficial del gas, las propiedades de la fase líquida (capacidad para facilitar o inhibir la coalescencia) y del tipo de distribuidor.
 - El régimen homogéneo se presenta a bajas velocidades de gas (V_g); al aumentar V_g , luego de un cierto valor comienza la transición y a valores mayores se obtiene régimen turbulento. Esto ocurre comúnmente cuando se utilizan líquidos que no favorecen la coalescencia de burbujas y distribuidores con muchos orificios de pequeño diámetro.
 - El régimen turbulento puede existir en todo el rango de velocidades en el caso de líquidos que favorezcan la coalescencia de burbujas o

si se utilizan distribuidores con pocos orificios de gran diámetro (en ambos casos la coalescencia ocurre aún a bajas V_s).

- Cuando tienen lugar transiciones de un régimen de flujo a otro, las velocidades a las cuales se producen y la forma en que ocurren dependen de la fase líquida, el tipo de distribuidor y el diámetro de la columna.
- Para el sistema aire-agua en particular, la transición de régimen homogéneo a turbulento puede ser abrupta o gradual. En el primer caso va acompañada de un descenso de la fracción gaseosa; en el segundo, la porosidad aumenta en forma continua con la velocidad del gas.

Transiciones abruptas se obtienen utilizando platos porosos o platos perforados con muchos orificios de pequeño diámetro.

Cuanto menor es el diámetro de los poros o de los orificios y mayor el número de éstos, mayor es el rango de velocidades en que prevalece el régimen homogéneo; por otro lado, al aumentar el diámetro de columna la zona de flujo homogéneo se reduce.

Para este sistema, las transiciones abruptas ocurren en el rango de 3 a 12 cm/s de velocidad superficial del gas.

2.1.2. Fracción gaseosa

La fracción gaseosa es un importante parámetro para la caracterización fluidodinámica y el diseño de columnas de burbujeo. Permite calcular el tiempo medio de residencia de las fases, las propiedades bifásicas del sistema y el área interfacial efectiva gas-líquido. Esta última es de gran interés cuando se utilizan columnas de burbujeo como reactores o bioreactores gas-líquido porque en muchos casos la transferencia de materia entre las fases es la etapa que determina la velocidad global del proceso.

Dada su importancia, la fracción gaseosa ha sido estudiada por muchos autores quienes trataron de correlacionarla con las variables de que depende.

///

Un gran número de correlaciones empíricas (20,24,26-34) y algunos modelos teóricos (35-36) dan la dependencia de la fracción gaseosa con distintos grupos de variables, mientras que numerosos trabajos (6-19,24,25,37-47) dan valores experimentales que permiten determinar la influencia de ciertas variables bajo condiciones particulares.

Sin embargo, son tantas las variables involucradas y tan interrelacionados los efectos que producen, que no ha sido posible obtener correlaciones generales que tomen en cuenta todas las variables y que cubran todos los rangos estudiados. Así por ejemplo, la gran mayoría de las correlaciones que permiten predecir la fracción gaseosa (34) son válidas solamente para régimen de flujo turbulento y los valores predichos por unas y otras, pueden llegar a diferir considerablemente.

En muchos casos parece imposible cuantificar el efecto de determinadas variables (por ejemplo, tipo de distribuidor) a través de relaciones matemáticas y sólo es posible una simple exposición de los resultados experimentales obtenidos.

Mientras que la mayoría de los trabajos y todas las correlaciones existentes se refieren a la fracción gaseosa global, la distribución de la porosidad a lo largo de la columna ha merecido poca atención por parte de los investigadores: sólo en algunos trabajos (comentados en el punto 2.1.3.) se estudió la distribución axial de la fracción gaseosa en columnas de burbujeo.

A continuación se dan las conclusiones que se extrajeron de un gran número de trabajos (6-21, 23-47) acerca de la influencia de las principales variables sobre la fracción gaseosa global:

Velocidad superficial del gas (V_s)

Es la variable más importante y la más estudiada (6-20, 23-47) de las que afectan la porosidad en una columna de burbujeo.

En las figuras 1a-c se ejemplifican las formas de dependencia

///

más comunes de la fracción gaseosa con V_s :

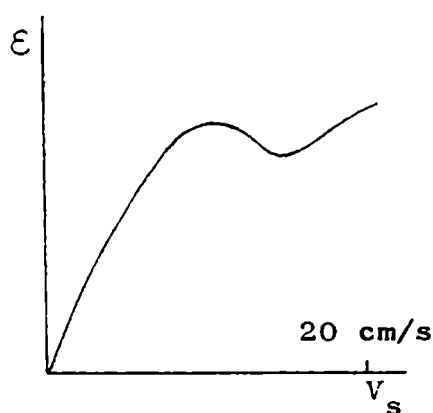


Figura 1a

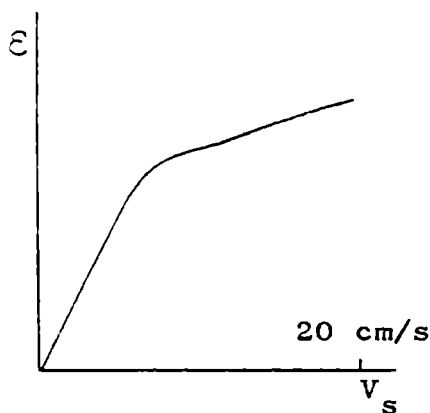


Figura 1b

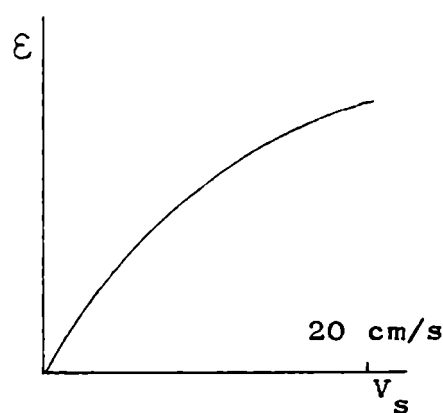


Figura 1c

Las figuras 1a y 1c representan los comportamientos extremos que pueden observarse al aumentar V_s .

El caso de la figura 1a corresponde a un sistema en que las condiciones son tales que el régimen homogéneo puede desarrollarse completamente; la transición a régimen turbulento ocurre en forma abrupta y aparece un máximo en la porosidad.

La figura 1c representa el caso de un sistema para el que en todo el rango de velocidades el régimen es turbulento; entonces, la porosidad crece gradualmente con V_s .

La figura 1b representa un caso intermedio con una zona de régimen homogéneo a bajas V_s y otra de régimen turbulento a altas V_s ; a velocidades intermedias el cambio de régimen ocurre gradualmente.

El tipo de comportamiento que presente un sistema dependerá del resto de las variables que caracterizan el sistema en estudio.

Diámetro de la columna (D_c)

En todos los trabajos en que se estudió esta variable (7,9,12-13,30,31,37-40) se encontró que el diámetro de la columna afectaba el valor de la fracción gaseosa. Esta por lo general disminuía al aumentar el diámetro; sin embargo, si las condiciones son tales que el régimen

de flujo es turbulento, habrá un valor límite por encima del cual esta variable no influye sobre la porosidad.

En la tabla 1 se dan los diámetros de columna utilizados por distintos autores y subrayado aparece el valor límite encontrado.

Tabla 1

Referencia	Diámetros de columna (cm)				
Shulman y col. (7)	2,54	<u>5,08</u>	10,16		
Fair y col. (9)	2,54	5,08		<u>45</u>	105
Reith y col. (13)		5,08	<u>14</u>	29	
Zahradnik y col. (18)			<u>15,2</u>	29,2	
Hikita y col. (28)			<u>10</u>	19	
Yoshida y col. (37)		7,7	<u>15,2</u>	30,1	60
Botton y col. (39)		7,5		<u>25</u>	

Salvo en el trabajo de Shulman y col. (7), el valor límite obtenido fue ≥ 10 cm; como los autores que obtuvieron valores mayores no utilizaron diámetros de columna entre 10 cm y el límite que encontraron, no hay aparentemente inconsistencia de resultados. La diferencia entre los resultados de Shulman y col. (7) y los restantes autores puede atribuirse a los distribuidores utilizados: el primero usó platos porosos (y no alcanzó flujo turbulento desarrollado), mientras que los restantes autores usaron placas o anillos perforados con orificios ≥ 1 mm o boquillas únicas de diámetro ≥ 4 mm (trabajando en condiciones de flujo turbulento).

El hecho de que por debajo del diámetro límite la porosidad aumenta al disminuir el diámetro de columna se atribuye a que los efectos de pared aumentan la fracción gaseosa. En cambio, para columnas de diámetro mayores se producen corrientes y torbellinos de gran magnitud que disminuyen la porosidad.

En sistemas que pueden presentar máximos de porosidad un aumento del diámetro de columna se traduce en un desplazamiento del máximo a menores valores de velocidad superficial y de fracción gaseosa (12, 14, 18).

Tipos y características del distribuidor

Para un dado sistema gas-líquido y un diámetro de columna pre-establecido, el tipo de distribuidor determina la dependencia de la fracción gaseosa con la velocidad superficial del gas y el comportamiento fluidodinámico del sistema; esto ocurre claramente para el sistema aire-agua: cualquiera de los casos representados en las figuras 1a-c puede obtenerse si se utiliza el distribuidor adecuado.

De los trabajos que consideran el efecto del distribuidor sobre la fracción gaseosa (6, 12, 14, 18, 19, 24, 25, 28, 37, 45) surge que cuanto menor es el tamaño y mayor el número de los orificios del distribuidor mayores posibilidades hay de obtener régimen homogéneo en un amplio rango de V_g y de obtener un máximo en la porosidad. En cambio, cuanto mayor es el diámetro de los orificios y menor su número, más posibilidades hay de obtener régimen turbulento (con menores valores de porosidad) desde bajas velocidades.

Lo primero se logra comúnmente con platos porosos de pequeño diámetro medio de poro o bien con platos perforados con muchos orificios de pequeño diámetro; para lo segundo se utilizan platos perforados con pocos orificios grandes o boquillas únicas de gran diámetro.

En la tabla 2 se dan algunos resultados experimentales para el sistema aire-agua con platos perforados o boquillas únicas:

Tabla 2

Referencia	D_c (cm)	Rég. Turbulento		Rég. Homogéneo con máximo de ϵ	
		d (mm)	n	d (mm)	n
Aoyama y col. (12)	5,0	1	19 y 85		
Ohki e Inoue (14)	8,0	0,7	7	0,4	19 y 55
		1	7	0,7	55
	16,0	2	37 y 91	0,7	37 y 91
Akita y Yoshida (27)	10,0	9	1		
Yoshida y Akita (37)	15,2	4,04	1		
Zahradnik y col. (18)	15,2			1	113 y 228
	29,2	1,6	34, 171 y 333	1	170 y 476

///

Cuanto mayor es el diámetro de los orificios mayor debe ser su número para obtener régimen homogéneo de una extensión apreciable. Sin embargo, a partir de un cierto diámetro siempre se obtiene flujo turbulento aún utilizando un gran número de orificios. Pilhofer (21) propuso en base a consideraciones teóricas un valor límite de 1,2 mm para el sistema aire-agua.

Como se ilustra en la figura 2, para distribuidores que originan flujo turbulento la porosidad no es afectada significativamente por el distribuidor; en cambio, si se producen máximos en el valor de la porosidad, éstos se desplazarán hacia mayores valores de porosidad y de velocidad al aumentar el número de orificios (a igual diámetro) o al disminuir el diámetro de los mismos (a igual número).

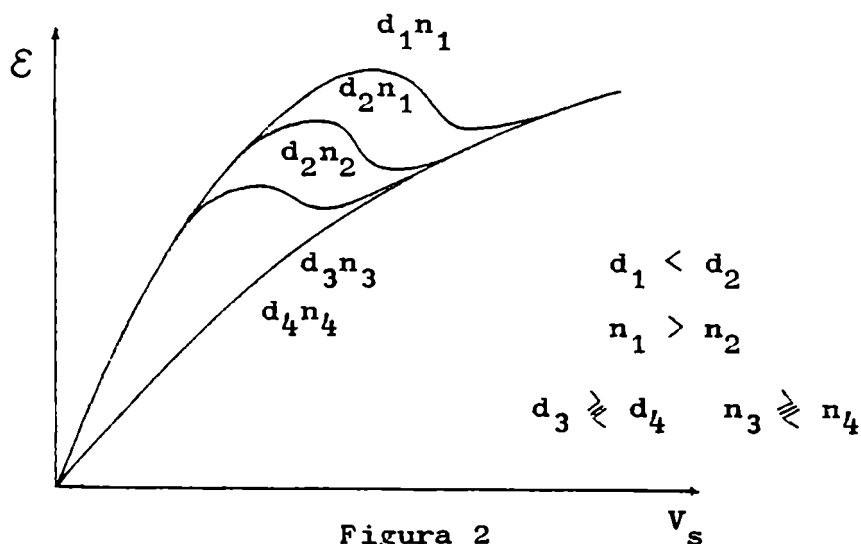


Figura 2

Cuando se utilizan platos porosos, el desplazamiento antes mencionado se logra aumentando el diámetro del plato o utilizando uno con poros de menor diámetro.

El número de orificios activos (orificios por los que burbujea el gas) en distribuidores del tipo plato perforado es un tema que ha sido muy poco estudiado (18, 19) y la mayoría de las veces ignorado.

Se observó que ese número depende de la velocidad superficial del gas. Por otro lado, la velocidad intersticial crítica (U_{oc}), a la cual todos los orificios están activos, es independiente del diámetro de la columna, pero depende del diámetro de los orificios; para asegu-

///

rar que todos estén activos debe verificarse que:

$$\frac{v_o^2 d \rho_g}{\sigma} = We_o > 2 \quad (1)$$

Propiedades de la fase líquida y gaseosa

Aún cuando los distintos trabajos realizados (6,19,20,24-33,38,39,45-47) para estudiar la dependencia de la fracción gaseosa con las propiedades físicas de la fase líquida (densidad, viscosidad, tensión superficial) no concuerdan cuantitativamente, ciertas conclusiones cualitativas pueden extraerse:

- en régimen turbulento hay poca influencia de las propiedades físicas del líquido; la influencia es mayor en régimen homogéneo.
- para líquidos con propiedades tales que favorecen la coalescencia de burbujas, la porosidad no depende del tipo de distribuidor; para líquidos que inhiben la coalescencia la dependencia con el distribuidor es mayor, siempre y cuando no se utilicen distribuidores con orificios de gran diámetro en cuyo caso el comportamiento de ambos tipos de líquido es el mismo.
- la porosidad tiende a aumentar al aumentar la densidad, disminuir la viscosidad o disminuir la tensión superficial del líquido.

La presencia de sustancias disueltas en pequeñas cantidades produce un aumento de porosidad respecto a la obtenida con líquido puro. Este hecho no se atribuye a variaciones en las propiedades físicas de la fase líquida sino a fenómenos de superficie que inhiben la coalescencia entre las burbujas (6,23,33).

El mismo efecto produce la presencia de electrolitos, observándose simultáneamente la formación de una dispersión de burbujas muy pequeñas o microburbujas denominadas burbujas iónicas (10,13,27,30,37,41).

Hikita y col. (30) encontraron que la porosidad aumenta al aumentar la fuerza iónica de la solución hasta que ésta alcanza un valor

de 1 gión/l; mayores incrementos de la fuerza iónica no afectan la porosidad.

La polaridad de solutos orgánicos disueltos en agua determina la capacidad de los mismos para restringir la coalescencia entre burbujas y aumentar la fracción gaseosa; cuanto más polar es el grupo hidrófilico y más larga sea la cadena carbonada, menor es la cantidad de soluto requerida para producir igual incremento de porosidad (46,47).

La mayoría de los trabajos que estudiaron la influencia de la densidad del gas sobre la porosidad concuerdan en que al aumentar la densidad aumenta la fracción gaseosa (30,42).

Velocidad superficial del líquido (V_L)

En el caso de que la columna de burbujeo se opere con circulación neta de líquido, los valores de porosidad pueden depender de la velocidad superficial del líquido (7,12,13,15,17,20,24,43).

A velocidades de líquido menores que 1 cm/s, la influencia de esta variable puede despreciarse. A velocidades mayores, la fracción gaseosa aumenta o disminuye al aumentar V_L según se opere en contracorriente o cocom corriente respectivamente.

Altura neta de líquido (h_o)

La porosidad no es afectada por la altura de líquido para valores de h_o/D_c superiores a un mínimo; en la tabla 3 se dan los valores encontrados por distintos autores, para distintos diámetros de columnas:

Tabla 3

Referencia	D_c (cm)	Régimen	(h_o/D_c) mín
Botton y col. (39)	7,5	(?)	9
Yoshida y col. (37)	7,7	turbulento	12#
Hikita y col. (30)	10,0	turbulento	6
Braulick y col. (41)	10,2	turbulento	7
Yoshida y col. (37)	15,2	turbulento	6#
Petrov y col. (29)	19,0	turbulento	2,6

(h/D_c) mín h = altura de líquido + gas

///

2.1.3. Distribución de la fracción gaseosa

La distribución de la fracción gaseosa a lo largo de columnas de burbujeo ha sido estudiada por pocos autores (10,13,18,30,39,44).

Bridge y col. (10) observaron que utilizando platos porosos en una columna de 5,04 cm de diámetro, la fracción gaseosa variaba a lo largo de la columna. Los valores máximos y mínimos se encontraron en los extremos de la columna; a bajas velocidades la porosidad en el tope era mayor que en la base, sin embargo a V_s mayores que 2,7 cm/s la relación se invertía.

Para régimen turbulento, Reith y col. (13) encontraron en columnas de diámetro mayor que 5 cm que la porosidad era uniforme salvo en los extremos. En la zona cercana a la base era inferior y en la zona superior, ligeramente mayor. Hikita y col. (30), usando una columna de 10 cm de diámetro, también observaron que la porosidad era menor cerca de la base (hasta $1/6$ de h_0) y atribuyeron este hecho a que el gas se desprende de los orificios como una corriente o chorro gaseoso.

Zahradnik y Kastánek (18) encontraron que existía una zona de porosidad uniforme luego de una cierta altura en columnas de 15,2 y 29,2 cm de diámetro; por debajo de dicha altura la fracción gaseosa era inferior. La mayor o menor extensión de la zona de porosidad uniforme dependía del tipo de régimen existente.

Botton y col. (39), trabajando con V_s del orden de metros por segundo, observaron una zona de porosidad uniforme hasta una cierta altura, y luego la porosidad aumentaba. La zona de porosidad uniforme disminuía al aumentar V_s .

Ueyama y col. (44) encontraron para una columna de 60 cm de diámetro y grandes orificios perfiles axiales considerables que dependían del distribuidor (orificio único o varios orificios en círculo) y de la altura inicial de líquido; la porosidad aumentaba por lo general hacia el tope.

De los párrafos anteriores se desprende que la distribución de la fracción gaseosa en la columna depende del tipo de distribuidor utilizado, del diámetro de la columna y de la velocidad superficial del gas.

///

2.2. Objetivos

Como surge de la revisión bibliográfica realizada, pese a que numerosos autores han estudiado el comportamiento fluidodinámico (y en especial la fracción gaseosa) en columnas de burbujeo, sólo unos pocos han comentado la existencia de una variación axial de la porosidad. Por tal motivo y en vista de la importancia de este parámetro se decidió realizar un estudio sistemático de la influencia del distribuidor y la velocidad superficial del gas sobre la distribución de la fracción gaseosa a lo largo de una columna de burbujeo.

Por otro lado, es conocido el hecho que los fenómenos de transferencia en un sistema dado son afectados por las características fluidodinámicas del mismo y que la fracción gaseosa en sistemas dispersos gas-líquido influye sobre los fenómenos de transferencia líquido-pared (48,49). Por lo tanto, para un mejor entendimiento de estos últimos es fundamental un buen conocimiento del comportamiento fluidodinámico del sistema.

En vista de lo expresado en el párrafo anterior, se decidió (como etapa previa al estudio de la transferencia de materia líquido-pared) realizar un estudio de las características fluidodinámicas de una columna de burbujeo similar a la que se utilizaría en el presente trabajo para estudiar la transferencia de materia líquido-pared.

Los resultados obtenidos a partir de estas experiencias permitirán además ampliar el conocimiento que se tiene acerca de los regímenes de flujo y de la fracción gaseosa en columnas de burbujeo.

Al encarar el estudio de la transferencia de materia por el método electroquímico es necesario fijar la posición de los electrodos de trabajo. En este sentido los estudios sobre la distribución axial de la porosidad serán útiles para decidir la posición de los mismos.

2.3. Parte experimental

2.3.1. Descripción del equipo

La figura 3 muestra un esquema del equipo experimental utilizado para el estudio del comportamiento fluidodinámico de columnas de burbujeo.

El equipo consta esencialmente de las siguientes partes:

Sistema de suministro de gas

Como fase gaseosa se utilizó nitrógeno. El sistema de suministro está constituido por un tubo de nitrógeno, un humidificador y un panel de caudalímetros. En el apéndice "A" se dan detalles constructivos del humidificador. Los cuatro caudalímetros utilizados permitieron cubrir un amplio rango de caudal gaseoso: de $0,04$ a $26,4$ l/min (medidos y expresados en las siguientes condiciones: $P = 1 \text{ kg/cm}^2$ y $T = 293 \text{ K}$). Dichos caudalímetros eran:

- un flotámetro "B. Schillig" T16/180 ($26,5$ - $3,5$ l/min)
- un rotámetro "B. Schillig" TR2/15-C ($4,43$ - $0,25$ l/min)
- un rotámetro "Fischer & Porter" A-18 ($0,928$ - $0,108$ l/min)
- un rotámetro "Fischer & Porter" A-21 ($0,209$ - $0,041$ l/min)

La presión a la entrada del humidificador fue regulada con una válvula manoreductora "F&M" y se utilizó un manómetro "Bourdon" clase 1 para medir la presión a la salida de los caudalímetros.

Para los mayores caudales de gas se utilizaron válvulas de regulación fina "B. Schillig-Miniflu" con asiento de teflon; en tanto que, para bajos caudales se emplearon válvulas aguja "R-M" con asiento metálico acopladas a válvulas sí-no.

Columna de burbujeo

La columna de burbujeo utilizada es un tubo de acrílico de 5 cm

///

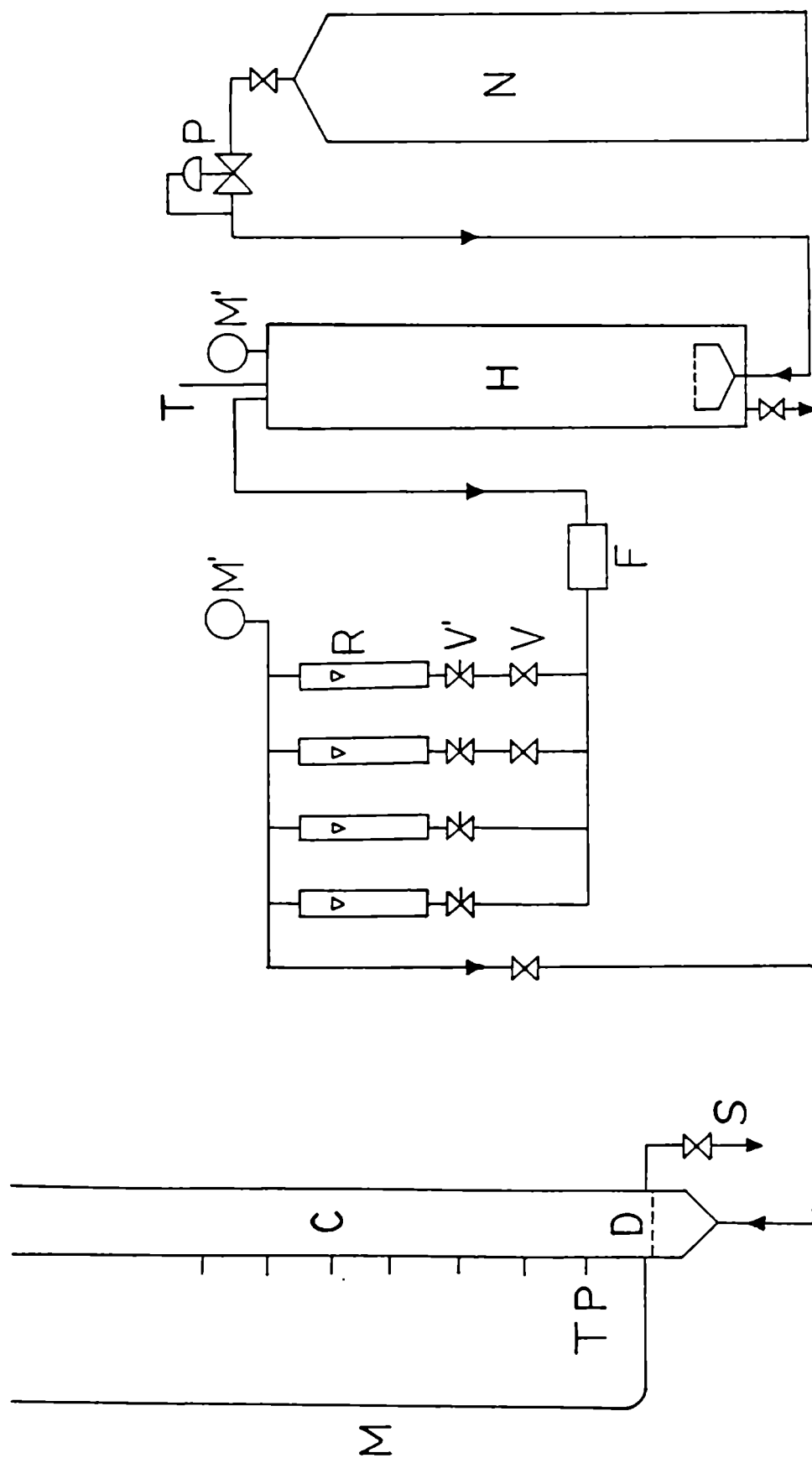


Figura 3: Equipo experimental. C: columna de burbujeo, D: distribuidor, F: filtro, H: humidificador, M: manómetro de rama abierta, M': manómetro "Bourdon", N: tubo de nitrógeno, P: válvula manométrica, R: caudalímetro, S: drenaje, T: termómetro, TP: toma de presión, V: válvula aguja, V': válvula si/no.

de diámetro interno y 80 cm de altura; la misma fue alargada a 105 cm para poder operar con los mayores caudales de gas. A lo largo de la columna se ubicaron varias tomas de presión.

Como distribuidores de gas se utilizaron placas perforadas de acrílico de 5 mm de espesor; estas placas se colocan mediante un dispositivo especial de forma tal que constituyen la base de la columna. Este dispositivo, que se describe en detalle en el apéndice "A", permite intercambiar fácilmente el distribuidor de gas.

Los distribuidores utilizados difieren en el número, diámetro y posición (arreglo) de los orificios. Las características de los mismos se dan en la tabla 4.

Tabla 4

Distribuidor	d(mm)	n	Arreglo	d' (mm)
D1/2	0,5	1	(a)	
D1/2-6	0,5	6	(b)	13
D1/2-8	0,5	8	(b)	10
D1/2-18	0,5	18	(b)	4,2
D1/2-21	0,5	21	(c)	10
D1/2-69	0,5	69	(c)	5
D1	1	1	(a)	
D1-6	1	6	(b)	13
D1-8	1	8	(b)	10
D1-17	1	17	(b)	4,5
D1-21	1	21	(c)	10
D1-69	1	69	(c)	5

d: diámetro de orificio; n: número de orificios; d': distancia entre orificios

(a): orificio central

(b): círculo concéntrico a 12,5 mm del eje de la columna

(c): arreglo cuadrado

///

Sistema de medición para la determinación de la fracción gaseosa

Las fracciones gaseosas se determinaron mediante el método manométrico, el cual fue utilizado para tal fin por muchos investigadores (6,19,23,30,39, etc.). De acuerdo con la figura 4, este método permite calcular la porosidad media entre dos puntos de medición:

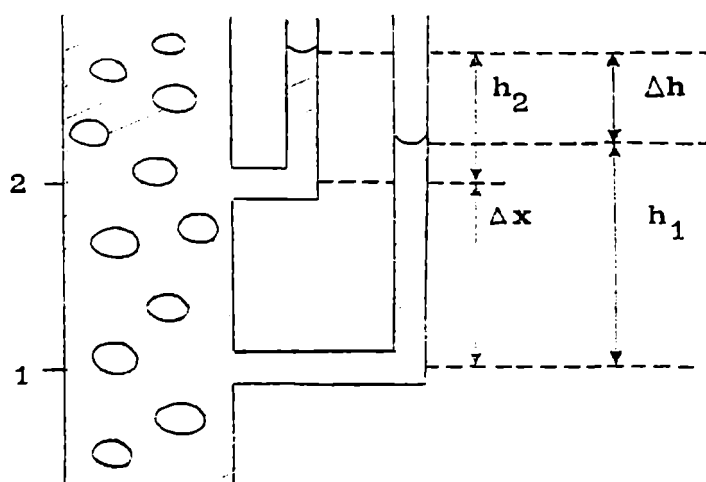


Figura 4

$$\varepsilon_L \Big|_1^2 = \frac{h_1 - h_2}{\Delta x} \quad \varepsilon \Big|_1^2 = \frac{\Delta x + h_2 - h_1}{\Delta x} = \frac{\Delta h}{\Delta x} \quad (2)$$

Como se mencionó anteriormente, se colocaron en la columna una serie de tomas de presión; la primera se ubicó a 1 cm del distribuidor, la segunda a 10 cm, y las siguientes espaciadas cada 10 cm.

Cada una de las tomas se conectó a un manómetro de rama abierta de vidrio (diámetro interno: 8 mm, longitud: 50 cm) por medio de mangueras de látex de 40 cm de largo y 8 mm de diámetro y tubos de polietileno de 1,5 m de largo y 1,5 mm de diámetro.

El diámetro de los tubos de vidrio se eligió de forma tal de disminuir el error por capilaridad (50). Los tubos de polietileno debieron intercalarse entre las mangueras de látex y las tomas de pre-

si3n para reducir oscilaciones en las columnas de l3quido de los man3-
metros. Estas fluctuaciones se deben al golpeteo de aglomerados de
burbujas y torbellinos de l3quido contra las tomas de presi3n. Los tu-
bos de peque1o diámetro amortiguan drásticamente las oscilaciones fa-
cilitando la lectura de los man3metros. Los resultados así obtenidos
concordaron con los que se obten3an (en ausencia de los tubos de po-
lietileno) promediando los valores de 20 máximos y 20 mínimos produc-
to de las oscilaciones.

A partir de la lectura de las alturas de l3quido en los man3-
metros y seg3n la ecuaci3n 2, el sistema de medici3n previamente des-
cripto permiti3 determinar tanto la porosidad global (midiendo entre
las tomas extremas) como así también la distribuci3n de la fracci3n
gaseosa a lo largo de la columna (midiendo entre cada par de tomas su-
cesivas).

2.3.2. Condiciones de trabajo

En todas las experiencias realizadas se utiliz3 nitr3geno (de
calidad 4 bandas "N4") como fase gaseosa. Como fase líquida se utili-
zaron agua destilada y soluciones acuosas 0,5 M de hidróxido de sodio.
La columna oper3 sin circulaci3n neta de l3quido y la altura inicial,
libre de gas, se fij3 en 60 cm.

Dado que en la mayoría de los estudios fluidodinámicos sobre
columnas de burbujeo reportados en la bibliografía se utiliza agua co-
mo fase líquida, los resultados del presente trabajo podrán ser com-
parados con aquellos y ampliarán el conocimiento que se tiene sobre
estos sistemas.

Por otro lado, el hidróxido de sodio se utiliza comúnmente co-
mo electrolito soporte y componente mayoritario en las soluciones
electrolíticas que se usan para la determinaci3n de coeficientes de
transferencia de materia por el método electroquímico. Debido a esto,
se realizaron una serie de experiencias con soluciones acuosas de dicho
álcali para estudiar el comportamiento fluidodinámico de estos sistemas.

///

Para cada conjunto de condiciones experimentales (fase líquida y distribuidor) se realizaron al menos dos series de experiencias.

En la tabla 5 se dan las condiciones de trabajo para las distintas experiencias realizadas.

Tabla 5

Distribuidor	Líquido	V_s (cm/s)
D1	Agua	0,17-13,5
D1	NaOH-0,5M	0,17-4,21
D1-6	Agua	0,17-19,2
D1-8	Agua	0,17-23,4
D1-8	NaOH-0,5M	0,34-4,78
D1-17	Agua	0,34-18,8
D1-17	NaOH-0,5M	0,35-4,80
D1-21	Agua	0,34-18,8
D1-69	Agua	0,34-18,8
D1/2	Agua	0,17-4,30
D1/2	NaOH-0,5M	0,17-2,92
D1/2-6	Agua	0,34-15,1
D1/2-6	NaOH-0,5M	0,35-3,89
D1/2-8	Agua	0,34-18,8
D1/2-8	NaOH-0,5M	0,35-3,78
D1/2-18	Agua	0,34-20,4
D1/2-18	NaOH-0,5M	0,34-3,70
D1/2-21	Agua	0,34-20,0
D1/2-21	NaOH-0,5M	0,34-3,72
D1/2-69	Agua	0,34-5,44
D1/2-69	NaOH-0,5M	0,34-20,6

Las experiencias fueron realizadas a temperatura ambiente pues de acuerdo con Yoshida y Akita (37), la temperatura no afecta significativamente el comportamiento fluidodinámico y en particular la frac-

///

ción gaseosa en rangos pequeños de variación ($\pm 10^{\circ}\text{C}$) (lo cual se verificó en la práctica).

2.3.3. Método operativo

El líquido se carga por el tope de la columna hasta una altura de 60 cm mientras circula un caudal mínimo de gas para evitar que el líquido gotee por los orificios del distribuidor.

Se fija un caudal de gas; luego de alcanzado el estado estacionario se leen los niveles de líquido en los manómetros de rama abierta, la temperatura y la presión a la salida de los rotámetros. A través de la observación visual se determina el tipo de flujo presente en la columna.

Se fija un nuevo caudal de gas y se repite el procedimiento descrito en el párrafo anterior.

Durante todas las experiencias se mantiene la altura neta de líquido en el valor fijado. No menos de 15 caudales de gas distintos fueron estudiados para cada conjunto de condiciones de trabajo.

2.3.4. Procedimientos de cálculo

Para cada caudal de gas con que se trabajó se calcularon:

a- Velocidad superficial del gas: se define como el cociente entre el caudal volumétrico de gas que ingresa a la columna (Q_{vp}) y la sección de la misma (A_c). El primero se obtiene a partir de la siguiente expresión:

$$Q_{vp} = Q_{vc} \frac{(P_{atm} + 736 X)^{1/2}}{P_{atm} + 0,736 h_o \rho} (T_p)^{1/2} \left[\frac{P_c (PM)_c}{T_c (PM)_p} \right]^{1/2} \quad (3)$$

donde los subíndices c y p indican condiciones de calibración y de

///

operación respectivamente; X es la lectura de la presión a la salida de los caudalímetros (en kg/cm^2 sobre la atmosférica (P_{atm})).

Se realizó un cálculo para estimar el error relativo que se puede tener en la determinación del caudal volumétrico Q_{vp} . Aún cuando el cálculo realizado fue muy conservador, pues siempre se tomaron las condiciones más desfavorables y se supuso la aditividad de errores relativos provenientes de distintas fuentes, se llegó a que el error máximo que se puede esperar en la determinación del caudal gaseoso no supera el 6%.

La deducción de la ecuación 3 y la estimación del error relativo se dan en detalle en el apéndice "A".

- b- Fracción gaseosa 'global': da la porosidad promedio entre la primera y la última toma de presión utilizadas.
- c- Fracción gaseosa 'local': da la porosidad en el tramo de columna determinado por cada par sucesivo de tomas de presión.

Ambas fracciones gaseosas se calculan de acuerdo con la ecuación 2. En el apéndice "A" se da una estimación del error que se comete en el cálculo; por ejemplo, cuando Δh es mayor o igual que 6 mm el error relativo resulta ser menor que 10%.

2.4. Resultados

Las experiencias realizadas pueden dividirse en cuatro grupos según la fase líquida y el diámetro de los orificios del distribuidor utilizados (tabla 6).

Tabla 6

Grupo	Fase líquida	d(mm)
A	Agua destilada	1
B	Agua destilada	0,5
C	NaOH - 0,5 M	1
D	NaOH - 0,5 M	0,5

La información proveniente de cada experiencia involucra:

- tipos y regímenes de flujo observados.
- distribución axial de la fracción gaseosa.
- fracción gaseosa global.

Los resultados obtenidos sobre estos temas serán presentados para cada uno de los grupos de experiencias antes mencionados.

Dado que existe una gran interrelación entre los tipos de flujo y la distribución axial de la fracción gaseosa (ésta es una consecuencia inmediata de aquellos), estos temas se tratan en forma conjunta.

2.4.1. Tipos de flujo y distribución axial de la fracción gaseosa

La observación visual del comportamiento de la fase gaseosa en la columna de burbujeo permitió determinar los tipos de flujo presentes e interpretar los resultados obtenidos sobre la distribución axial de la fracción gaseosa.

///

A. Distribuidores con orificios de 1 mm. Fase líquida: agua

Tanto para el distribuidor de un solo orificio como para los distribuidores con varios orificios se observó un comportamiento fluidodinámico muy similar. En la figura 5 se esquematizan los tipos de flujo observados y su evolución al aumentar la velocidad superficial del gas (V_s).

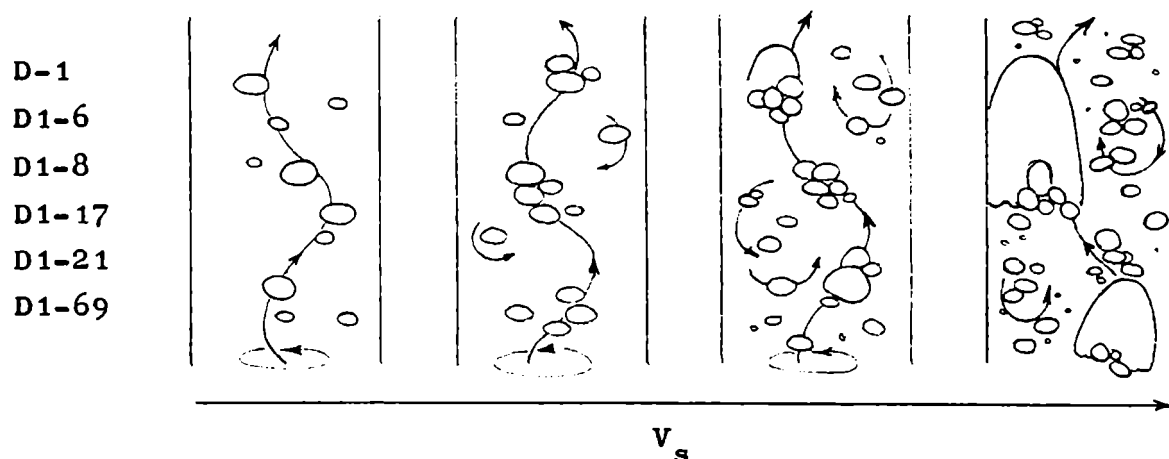


Figura 5: Tipos de flujo para agua y distribuidores con orificios de 1 mm de diámetro.

A bajas velocidades superficiales, el gas atraviesa la columna en forma de burbujas individuales que presentan una amplia distribución de tamaños. Las burbujas ascienden sin interactuar siguiendo un recorrido helicoidal y formando una cadena dispersa que gira en torno del eje de la columna.

A V_s mayores que 0,6 cm/s las burbujas más grandes comienzan a interactuar desde la base formando grupos o aglomerados; éstos siguen la trayectoria helicoidal antes descrita ascendiendo a velocidades mayores que las burbujas individuales.

El tamaño y la frecuencia de los aglomerados aumentan al aumentar V_s . Para el distribuidor de un sólo orificio las burbujas coalescen desde la base formando pequeños bolsones (o burbujones) de gas.

A velocidades mayores que 2,5 cm/s el gas atraviesa la columna en forma de bolsones de gas y/o grandes aglomerados. Los bolsones que se forman con el distribuidor de orificio único son mucho mayores que los formados con el resto de los distribuidores; por otro lado, la cantidad de burbujas discretas presentes es mayor al utilizar estos últimos.

Los aglomerados de burbujas y los bolsones de gas agitan violentamente la fase líquida; la gran turbulencia que producen causa que el resto de las burbujas sigan trayectorias caóticas, pudiendo ser arrastradas por corrientes descendentes de líquido o por los aglomerados y bolsones que ascienden a gran velocidad.

A velocidades mayores que 3 cm/s grandes bolsones de gas transportan la mayor parte del caudal gaseoso (régimen heterogéneo o turbulento).

Las figuras 6a)-f) muestran la dependencia de la fracción gaseosa con la posición axial en la columna de burbujeo y la evolución del perfil de porosidades con la velocidad superficial del gas.

Cualquiera sea el distribuidor utilizado, la fracción gaseosa se mantiene prácticamente constante a lo largo de la columna, salvo en los extremos de la misma.

Hasta velocidades del orden de 4 cm/s existe una zona de porosidad uniforme entre los 10 y 50 cm desde el distribuidor.

La zona inferior presenta porosidades menores que la zona de porosidad uniforme. Esto se debe a que el gas se desprende de los orificios del distribuidor en forma de chorro gaseoso. Luego de una cierta altura (3-5 cm desde la placa perforada) los chorros se rompen produciendo burbujas individuales, aglomerados y/o bolsones de gas según la velocidad superficial; a partir de la ruptura del chorro la estructura de flujo no varía hasta la parte superior de la columna. Los cho-

///

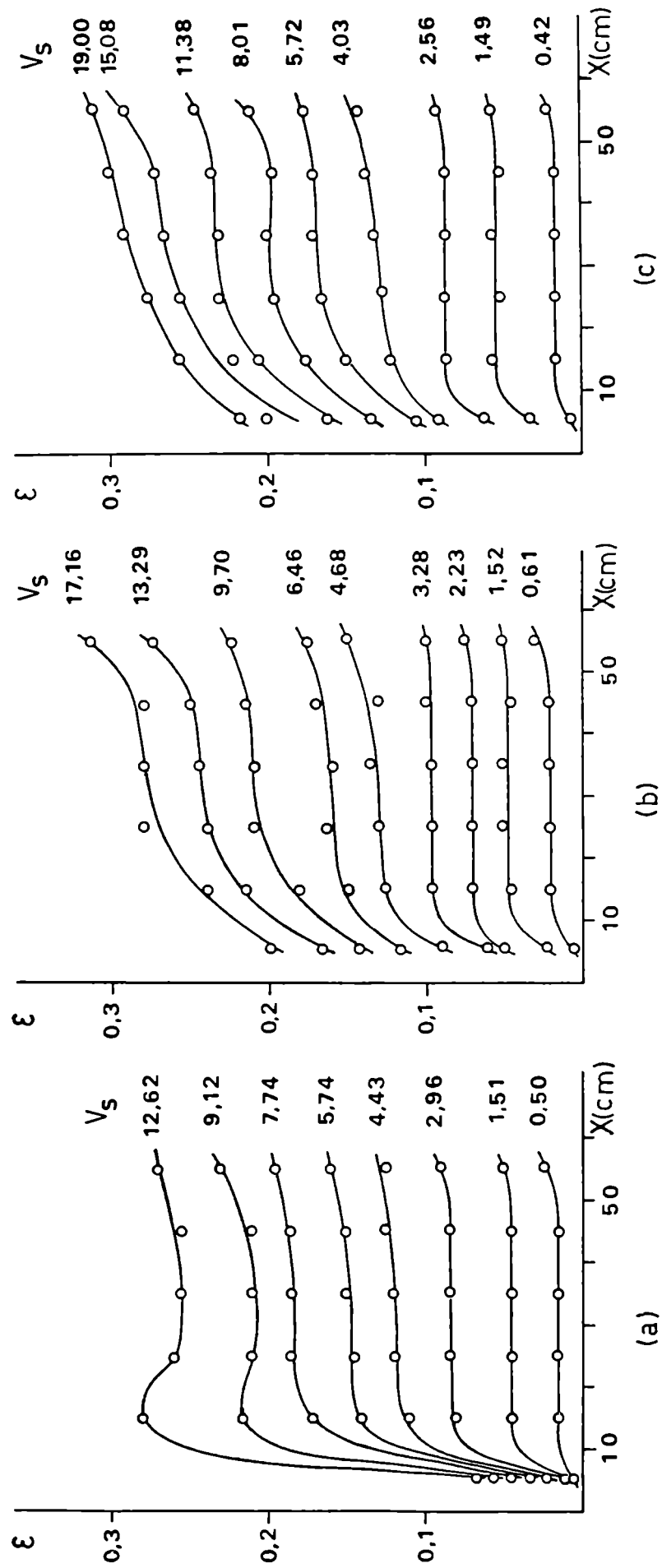


Figura 6. Agua , $d = 1$ mm. (a) D1, (b) D1-6, (c) D1-8 . $[V_s] : \text{cm/s}$.

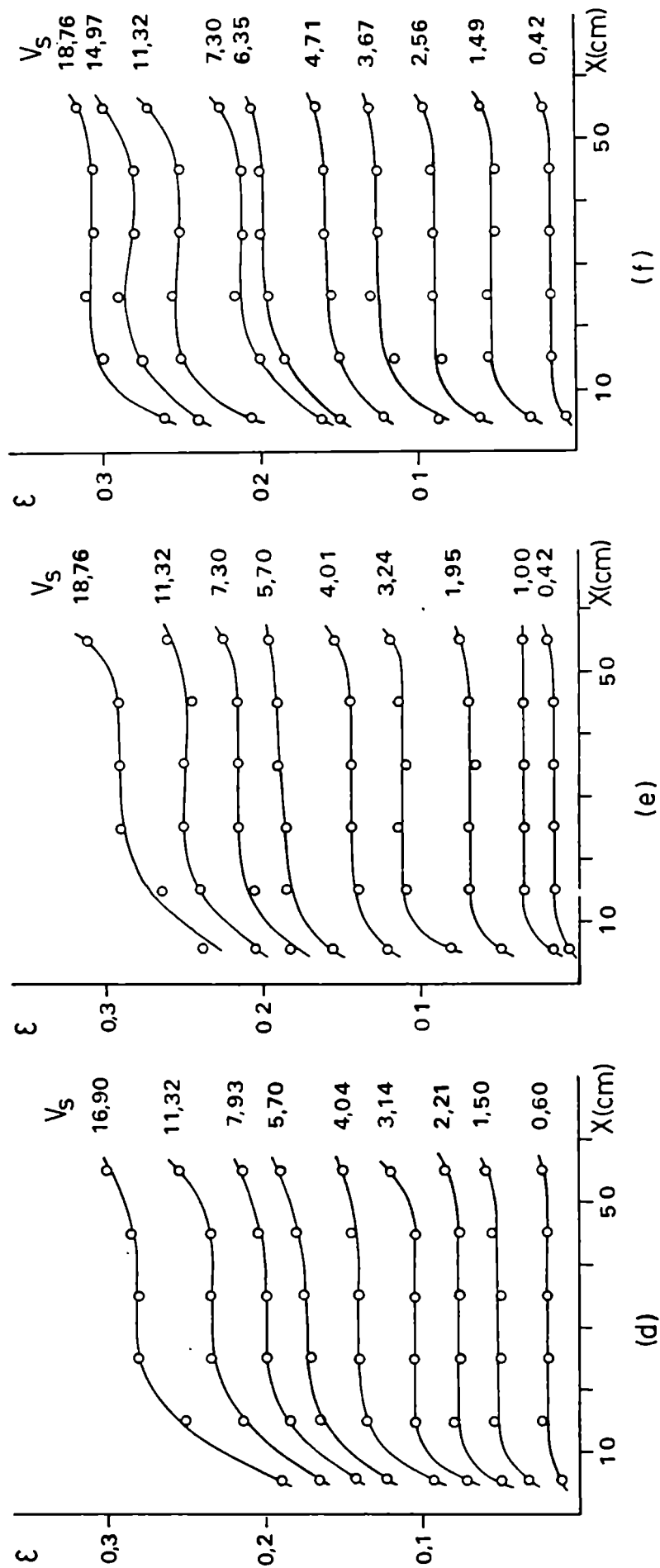


Figura 6. Agua, $d = 1\text{ mm}$. (d) D1-17, (e) D1-21, (f) D1-69. $[V_s]: \text{cm/s}$.

rros de gas barren continuamente la sección transversal de la columna impidiendo la recirculación de burbujas (lo cual ocurre en el resto de la columna), con lo que la porosidad en la base resulta menor.

El efecto producido por el chorro gaseoso es más importante para el distribuidor de un solo orificio: la reducción de la fracción gaseosa es más significativa y la porosidad aumenta abruptamente hasta alcanzar el valor correspondiente a la región uniforme; para los otros distribuidores las diferencias son menos marcadas.

La zona superior muestra fracciones gaseosas ligeramente mayores que la zona de porosidad uniforme. Esto se debe al efecto de pantalla que sobre las burbujas pequeñas ejerce la interfase líquido-gas y a una mayor recirculación de burbujas por acción de los torbellinos de líquido presentes en dicha zona.

A velocidades mayores que 4 cm/s comienza a perderse la uniformidad de la fracción gaseosa ya que el efecto de chorro se hace más pronunciado.

Sólo en el caso del distribuidor con orificio único y para velocidades mayores que 9 cm/s se observó la generación de microburbujas (diámetro menor que 1 mm) en el orificio. Debido al efecto combinado del chorro y de los remolinos y corrientes descendentes de líquido, estas burbujas se acumulan en la zona comprendida entre los 10 y 20 cm por encima de la placa perforada, originando un máximo de fracción gaseosa.

B. Distribuidores con orificios de 0,5 mm. Fase líquida: agua

En las figuras 7 y 9 se esquematizan los tipos de flujo observados y su evolución al aumentar la velocidad superficial del gas; en tanto que, en las figuras 8 y 10a)-e) se dan las curvas de distribución axial de la fracción gaseosa obtenidas para distintas velocidades de gas.

///

A diferencia de lo observado con los distribuidores de 1 mm de diámetro de orificio, el comportamiento fluidodinámico depende del número y arreglo de los orificios del distribuidor:

a- Distribuidor con orificio único (figuras 7 y 8)

Los tipos de flujo observados son muy similares a los obtenidos con distribuidores de 1 mm de diámetro de orificio. A bajas velocidades el gas se presenta en forma de burbujas de tamaño uniforme. A velocidades mayores que 0,6 cm/s la distribución de tamaños de burbujas se hace más amplia y comienzan a interactuar. Por encima de 1 cm/s están presentes grandes burbujas o bolsones de gas, característicos del régimen turbulento.

Simultáneamente se observó la presencia de microburbujas cuya cantidad aumenta al aumentar V_s .

En todo el rango de velocidades estudiado (hasta 4,3 cm/s) la fracción gaseosa es uniforme en la zona de 10 a 50 cm desde el distribuidor; la forma de los perfiles es análoga a la obtenida con el distribuidor de un sólo orificio de 1 mm de diámetro.

b- Distribuidores con varios orificios (figura 9 y 10a)-e)):

Las características de flujo observadas a bajas velocidades de gas corresponden al régimen homogéneo o de burbujas: el gas atraviesa la columna en forma de burbujas individuales que ascienden sin interacción apreciable con movimiento zigzagueante. La distribución transversal de burbujas es mucho más uniforme que para el distribuidor con orificio único.

La densidad de burbujas en la columna aumenta al aumentar V_s hasta que ésta alcanza un valor límite. Por encima de este valor, algunas burbujas comienzan a interactuar formando grupos de dos o más burbujas que ascienden rápidamente siguiendo un paso helicoidal y per-

///

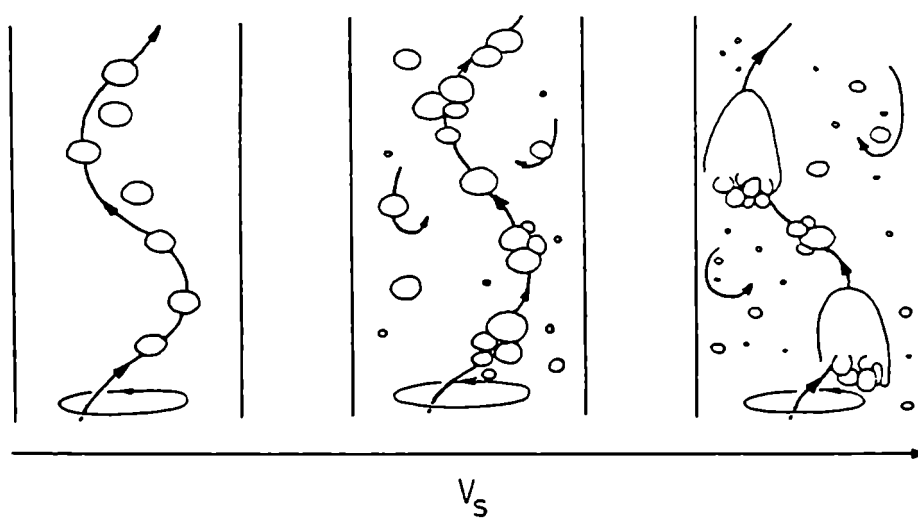


Figura 7: Tipos de flujo. Agua, D1/2.

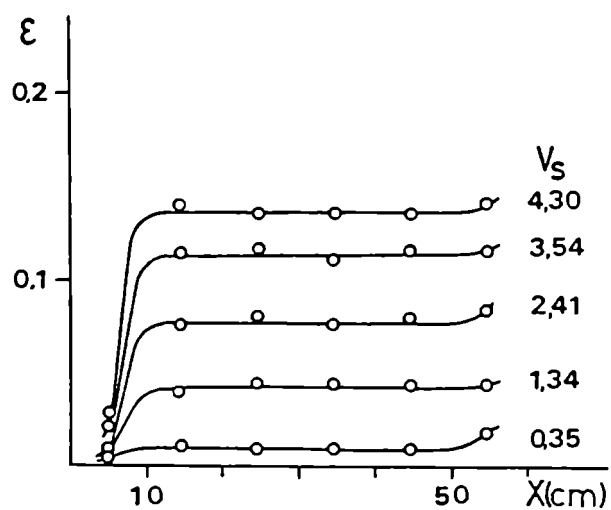


Figura 8: Agua, D1/2. $[V_s]$:cm/s.

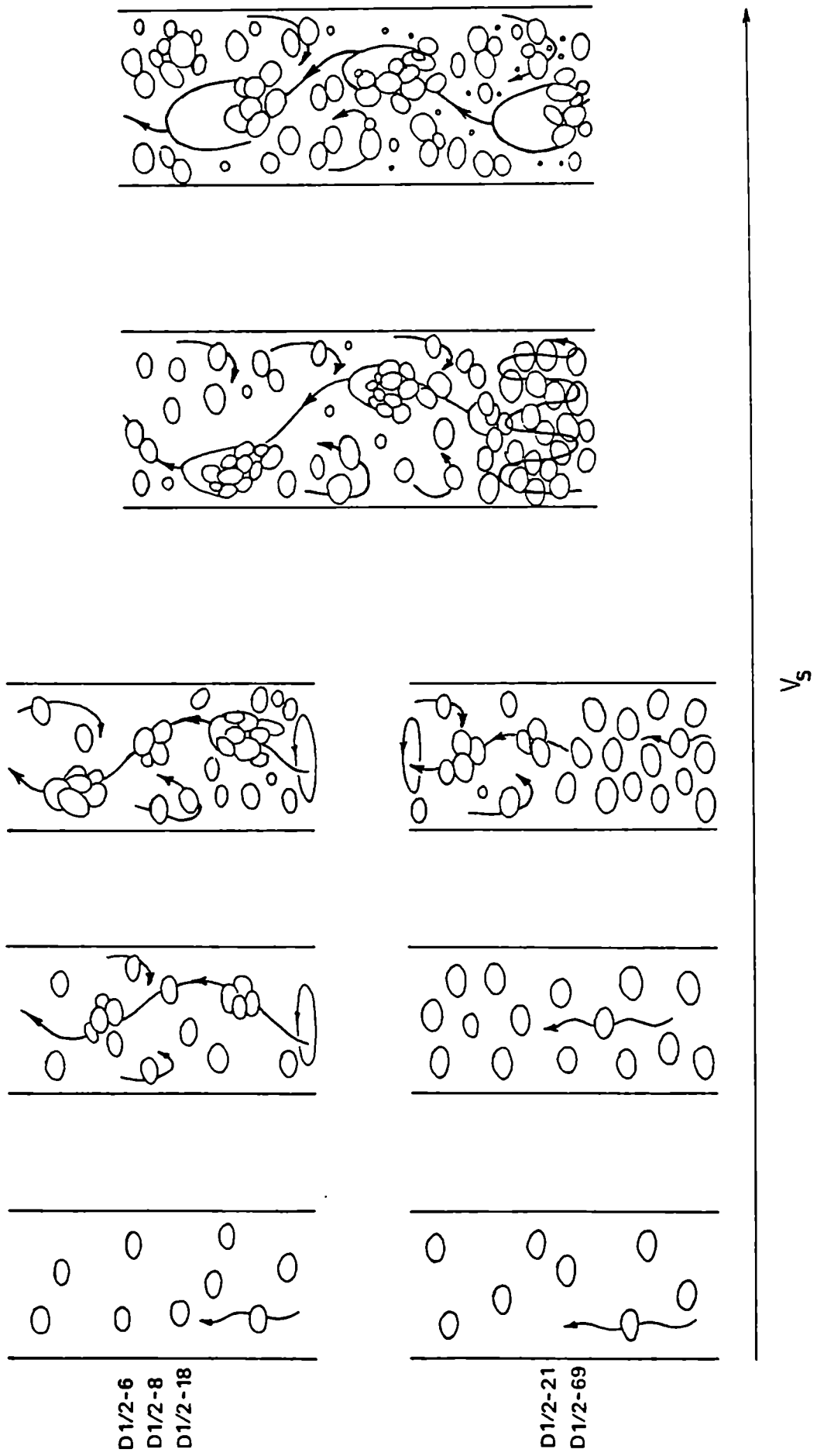


Figura 9: Tipos de flujo . Agua , $d = 0.5 \text{ mm}$.

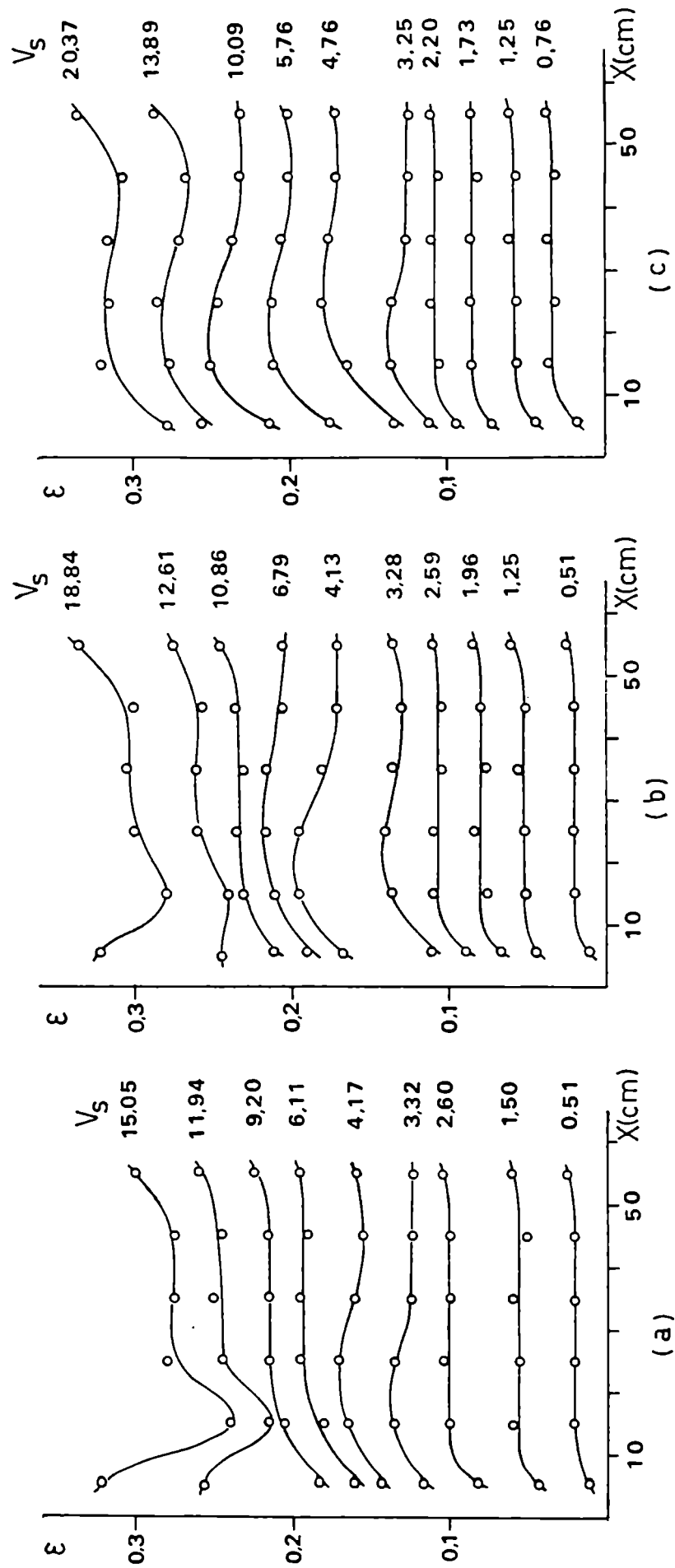


Figura 10: Agua , $d = 0,5 \text{ mm}$. (a) D1/2-6, (b) D1/2-8, (c) D1/2-18. $[V_S]: \text{cm/s}$.

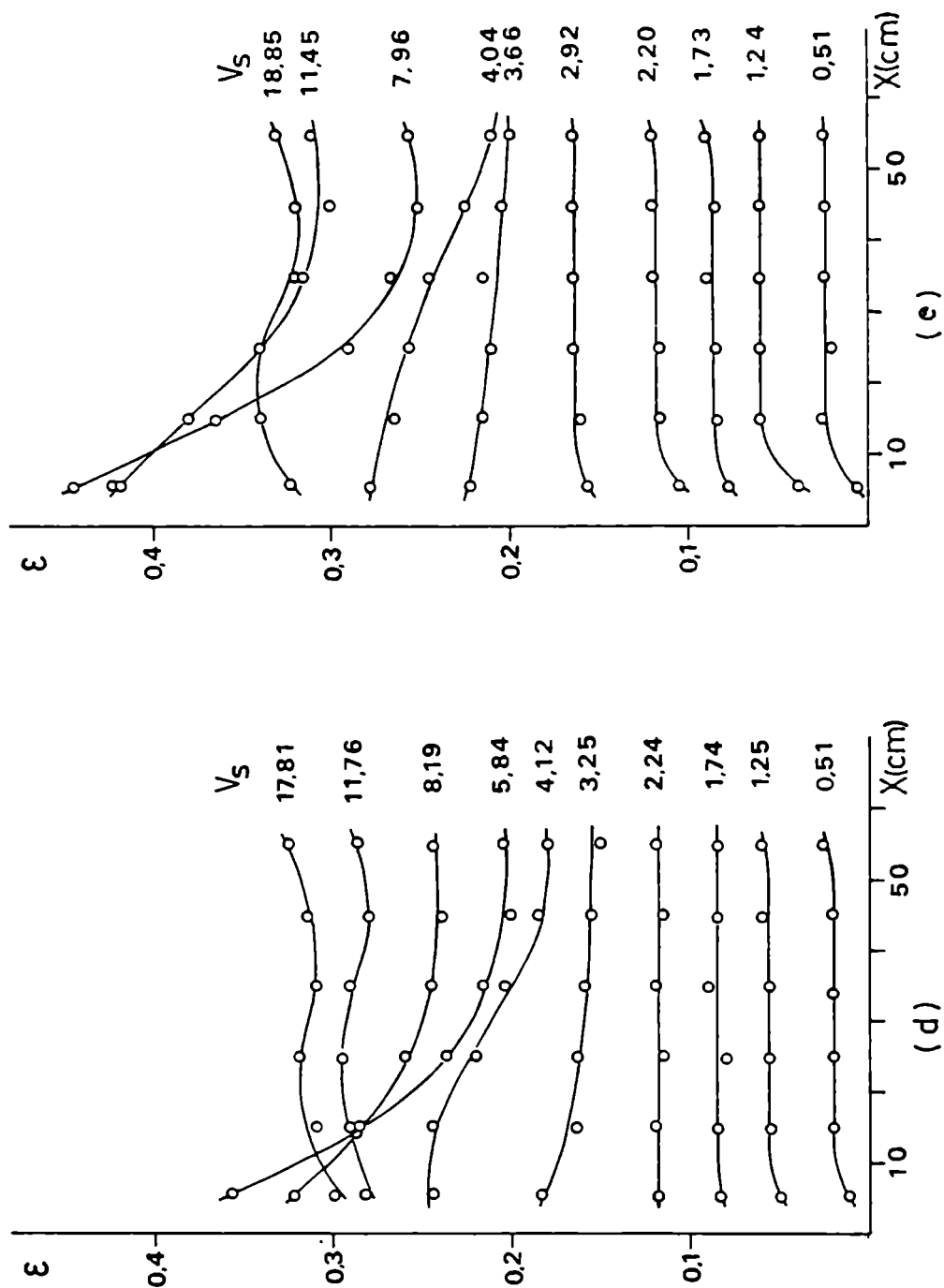


Figura 10: Agua, $d=0.5\text{mm}$. (d) D1/2-21, (e) D1/2-69. $[V_s]$: cm/s.

turbando el desplazamiento del resto.

Esta velocidad límite indica el comienzo del régimen de transición; su valor depende del número de orificios del distribuidor (tabla 7).

Tabla 7

Distribuidor	Velocidad límite (cm/s)
D1/2-6	1,2
D1/2-8	1,8
D1/2-18	2,5
D1/2-21	3,0
D1/2-69	3,3

Para los distribuidores D1/2-6, -8 y -18 los grupos y aglomerados de burbujas se forman desde la base de la columna; en cambio para los distribuidores D1/2-21 y -69 la interacción recién comienza a partir de una cierta altura (la cual disminuye al aumentar V_g).

Hasta velocidades del orden de 3 cm/s existe una zona de porosidad uniforme. La distribución de la fracción gaseosa es análoga a la obtenida con los distribuidores de 1 mm de diámetro de orificio y al igual que para éstos la zona inferior (0-10 cm) muestra una porosidad menor que la de la zona uniforme; igualmente, las diferencias no son tan marcadas como las obtenidas con el distribuidor de un orificio. Para éste, el chorro gaseoso se rompe a 4 o 5 cm y su efecto es mucho mayor, mientras que los chorros formados en los distribuidores de varios orificios se rompen a no más de 3 cm originando una mejor distribución transversal de burbujas desde la base.

A velocidades mayores que 3 cm/s, comienza a perderse la uniformidad; las causas que originan este hecho y la forma de los perfiles axiales de porosidad difieren según se trate de los distribuidores D1/2-6, -8 y -18 o de los distribuidores D1/2-21 y -69. Estas diferen-

///

cias están relacionadas con la forma en que ocurre la transición de flujo antes mencionada y con el comportamiento fluidodinámico de la fase gaseosa en la zona cercana a la base de la columna; ambos factores dependen a su vez del número y ubicación de los orificios del distribuidor.

- Para los distribuidores de 6, 8 y 18 orificios (ubicados sobre un círculo concéntrico con el eje de la columna), el comienzo de la transición (tabla 7) no origina pérdida de la uniformidad pues tiene lugar desde la base de la columna y la estructura del flujo no se modifica a lo largo de la misma hasta la zona superior. Esto se mantiene hasta velocidades cercanas a 3 cm/s.

A velocidades mayores estos distribuidores presentan un máximo en los perfiles de porosidad localizado entre los 15 y 25 cm desde el distribuidor.

La observación visual indica que los chorros de gas que salen del distribuidor interactúan entre sí y a 2 o 3 cm del distribuidor actúan como un único chorro que barre la sección de la columna e impide que las burbujas se acerquen a la base; la ruptura del chorro genera burbujas y aglomerados. Al aumentar V_g , los aglomerados originan, al ascender rápidamente, importantes torbellinos y corrientes descendentes de líquido. Estas corrientes restringen el ascenso de las burbujas individuales, las cuales son retenidas en la zona comprendida entre la parte afectada por los chorros de gas y la parte turbulenta superior. La figura 11a) ilustra este comportamiento.

Con los distribuidores de 6 y 8 orificios se observó la presencia de grandes burbujones de gas a V_g mayores de 6 cm/s, simultáneamente se registró una disminución de la retención de burbujas.

A velocidades mayores de 11 cm/s se notó una importante generación microburbujas en los orificios de los distribuidores D1/2-6 y -8; estas microburbujas se acumulan preferentemente en las cercanías del distribuidor originando un aumento de la fracción gaseosa cerca de

///

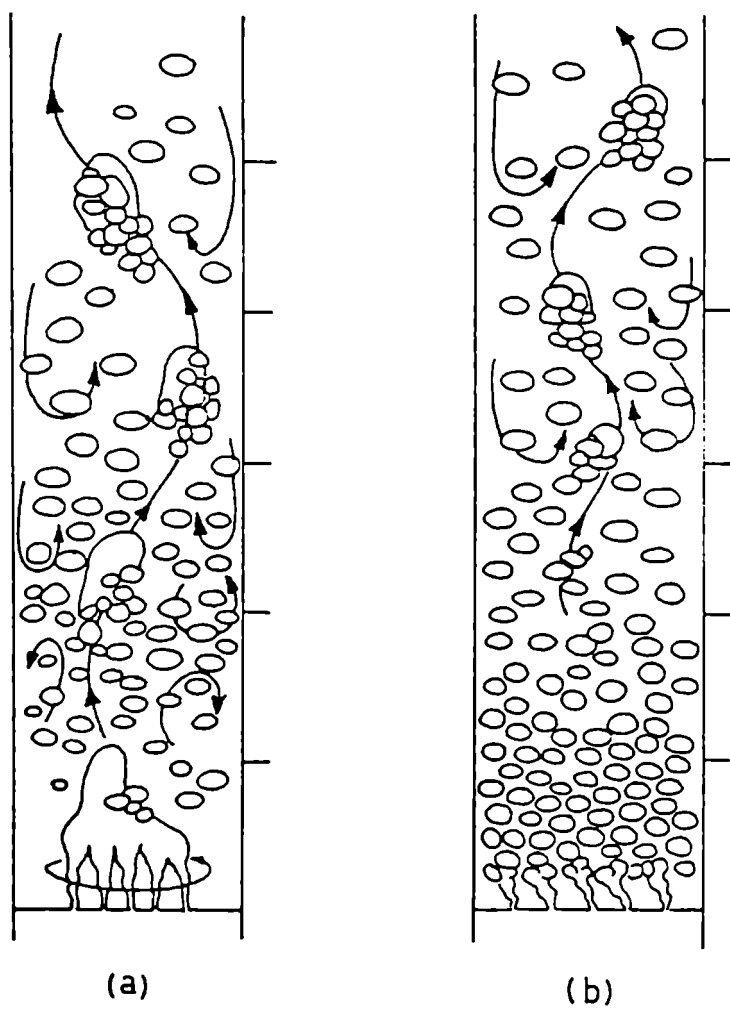


Figura 11

(a) D1/2-6,-8,-18

(b) D1/2-21,-69

la base de la columna.

- Para los distribuidores de 21 y 69 orificios (en arreglo cuadrado), la pérdida de uniformidad se produce simultáneamente con la transición de flujo.

Los chorros de gas que salen del distribuidor no interactúan entre sí a la vez que no se observa el efecto de barrido antes mencionado. Esto se explica por el hecho que a igual V_s los chorros son más débiles o las distancias entre ellos, d' , son mayores que para los otros distribuidores. Luego de 1 o 2 cm los chorros se rompen formando burbujas discretas, las que ascienden sin interactuar hasta la zona donde comienza la transición de flujo. El régimen homogéneo desaparece gradualmente y la porosidad disminuye en forma gradual a lo largo de la columna desde las cercanías del distribuidor (donde prevalecen las burbujas discretas) hasta el tope (donde predominan los aglomerados). La figura 11b) muestra este comportamiento.

Al aumentar V_s , se intensifican las condiciones turbulentas en la zona superior (aglomerados mayores y corrientes descendentes de magnitud) originando una retención de burbujas en la zona inferior. Como los chorros no interactúan entre sí la máxima retención ocurre muy cerca del distribuidor (produciendo un máximo en la porosidad) y desde allí la porosidad disminuye drásticamente.

La retención de burbujas que se produce con estos distribuidores es mucho más importante que la observada con los de menor número de orificios. Los perfiles abruptos obtenidos a velocidades del orden de 7 cm/s dan cuenta de este hecho.

A velocidades mayores la retención disminuye y los perfiles de fracción gaseosa se aplanan nuevamente. Las condiciones de régimen turbulento (grandes aglomerados y bolsones de gas) se observan en toda la columna para las velocidades más altas estudiadas.

///

C. Distribuidores con orificios de 1 mm. Fase líquida: NaOH-0,5 M

Los tipos de flujo observados (figura 12) y la distribución de la fracción gaseosa (figuras 13 a)-c)) son muy similares a los obtenidos con agua.

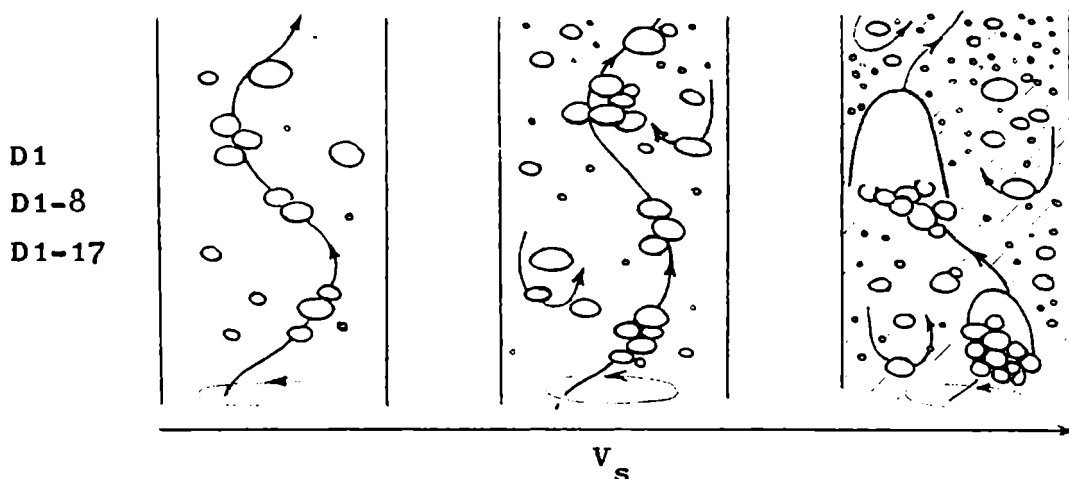


Figura 12: Tipos de flujo para NaOH-0,5 M y distribuidores con orificios de 1 mm de diámetro

Las únicas diferencias radican en que los grupos de burbujas comienzan a formarse a velocidades menores (0,3 cm/s) y que para todos los distribuidores se generan microburbujas. Estas aparecen a V_s del orden de 0,5 cm/s para el distribuidor con orificio único y a V_s mayores que 1 cm/s para los de varios orificios.

La formación de bolsones de gas ocurre a V_s mayores que 0,7 cm/s y 2,5 cm/s para los distribuidores con uno y varios orificios respectivamente.

Hasta V_s del orden de 3 cm/s la porosidad es uniforme salvo en los extremos de la columna; a V_s mayores tiende a aumentar gradualmente hacia el tope. Esto se debe a la recirculación de burbujas y microburbujas desde la zona superior. El número de microburbujas aumenta con V_s y su distribución no es uniforme: se presentan en cantidades crecientes hacia el tope.

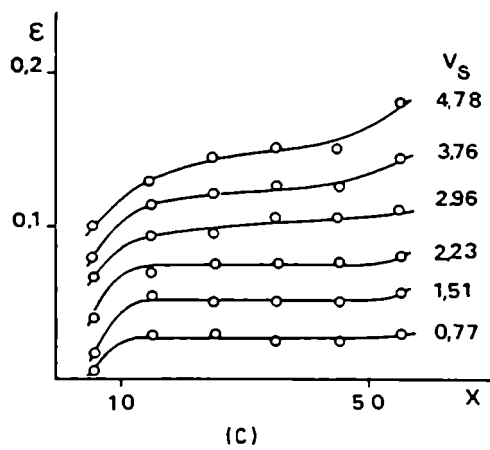
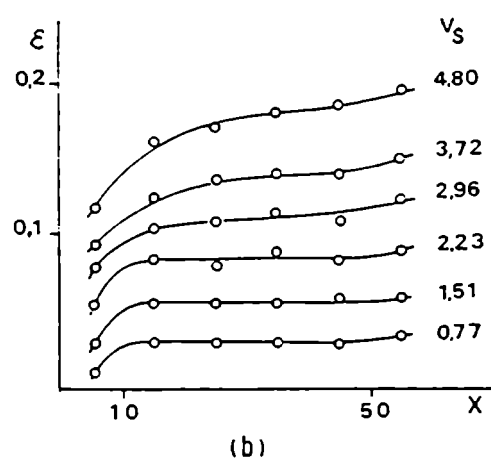
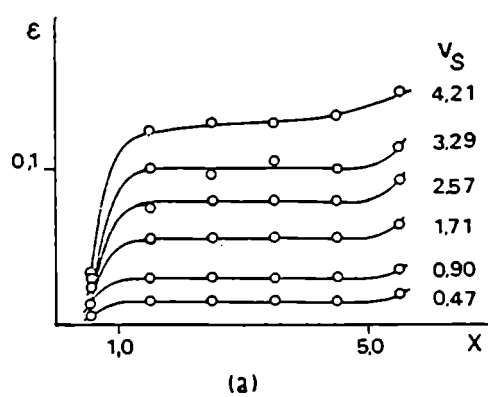


Figura 13: NaOH-0,5M, $d=1\text{mm}$. (a) D1, (b) D1-17, (c) D1-8. $[X]:\text{cm}$, $[V_S]:\text{cm/s}$.

D. Distribuidores con orificios de 0,5 mm. Fase líquida: NaOH-0,5 M

En la figura 14 se esquematizan los tipos de flujo observados y su evolución con la velocidad superficial del gas.

Utilizando el distribuidor con un solo orificio el comportamiento fluidodinámico fue similar al obtenido con agua.

En cambio, a diferencia de lo encontrado al utilizar agua, se observó que para todos los distribuidores con varios orificios el régimen homogéneo o de burbujas persistía hasta las mayores V_s estudiadas ($\frac{1}{4}$ cm/s).

En todas las experiencias se observó la presencia de microburbujas. La generación de este tipo de burbujas resulta más importante en los distribuidores de menor número de orificios: comienzan a formarse a menores V_s (0,35, 1,5 cm/s y 2 cm/s para los distribuidores D1/2, D1/2-6 y D1/2-8 respectivamente) y su cantidad puede llegar a ser tal que torna opalescente la columna. Para los distribuidores con mayor número de orificios se observaron pocas microburbujas, aún a altas velocidades. La distribución de microburbujas resultó prácticamente uniforme a lo largo de la columna, salvo en el tope donde su número resulta mayor debido al efecto de pantalla de la interfase líquido-aire.

La fracción gaseosa resultó uniforme entre los 10 y 50 cm, para todos los distribuidores en todo el rango de velocidades estudiado (figura 15).

2.4.2. Fracción gaseosa global

Las figuras 16 y 17 muestran valores típicos de fracción gaseosa global (ξ_G) obtenidos durante distintas series de experiencias bajo las mismas condiciones de trabajo (fase líquida y distribuidor). De estos gráficos surge el alto grado de reproducibilidad de los valores obtenidos.

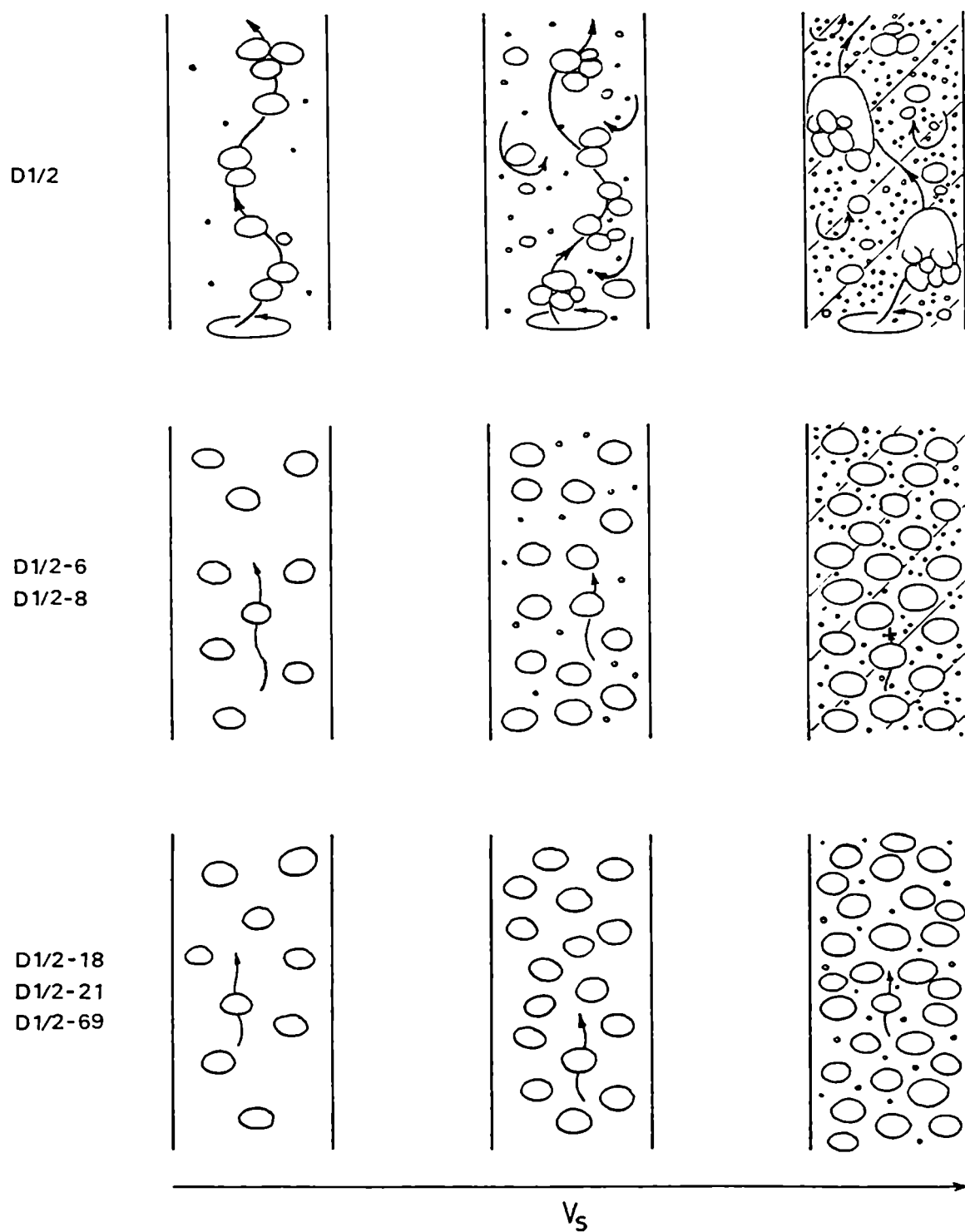


Figura 14: Tipos de flujo . NaOH_05M , d = 0,5 mm .

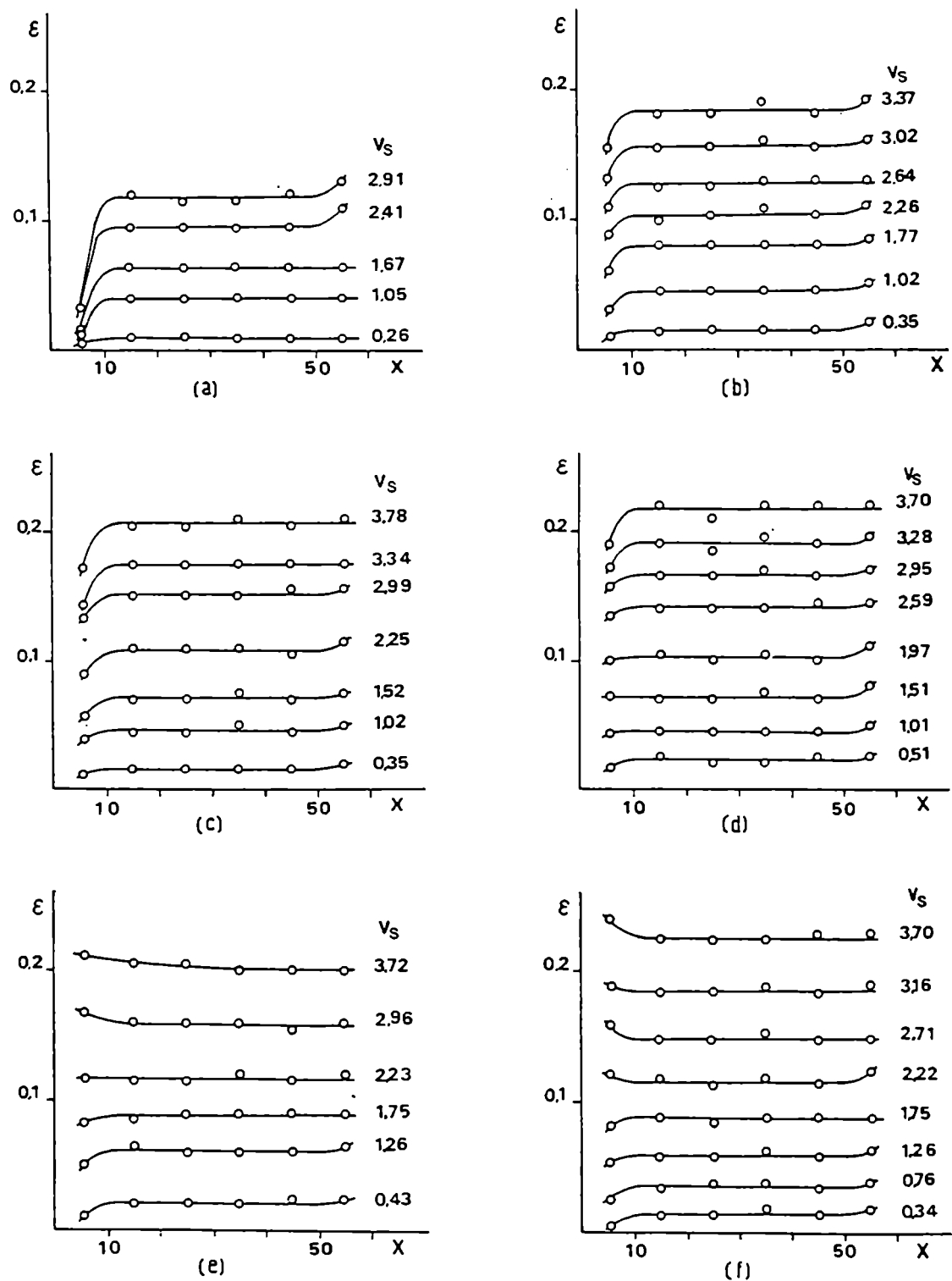


Figura 15: NaOH-0,5M, $d = 0,5$ mm. (a) D1/2, (b) D1/2-6, (c) D1/2-8, (d) D1/2-18, (e) D1/2-21, (f) D1/2-69. $[X]$: cm, $[V_s]$: cm/s.

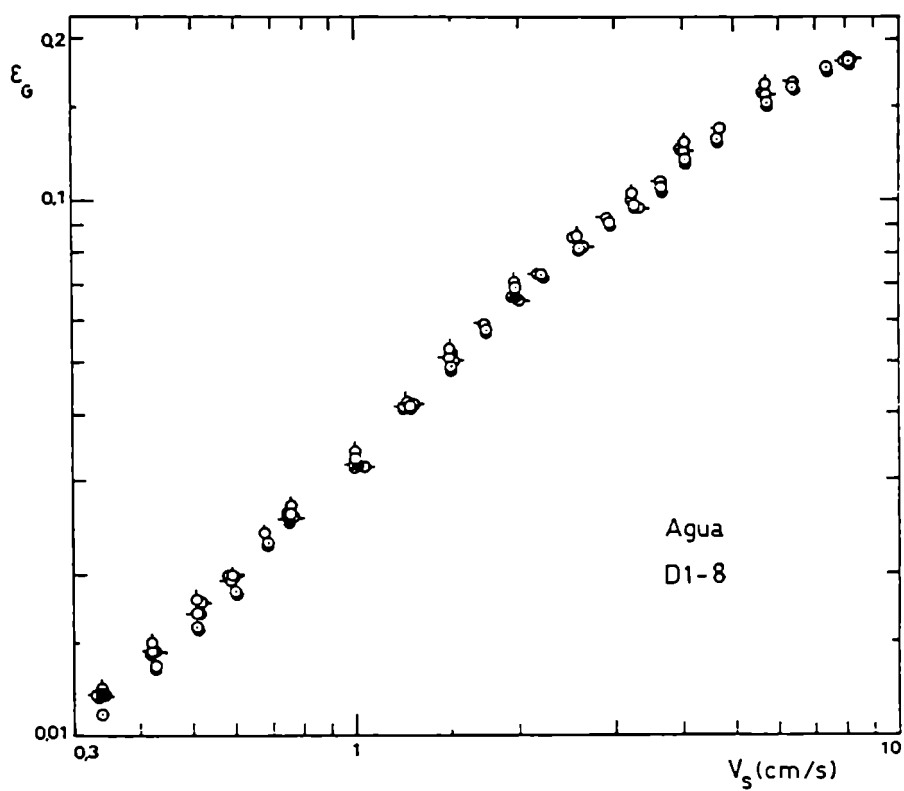


Figura 16

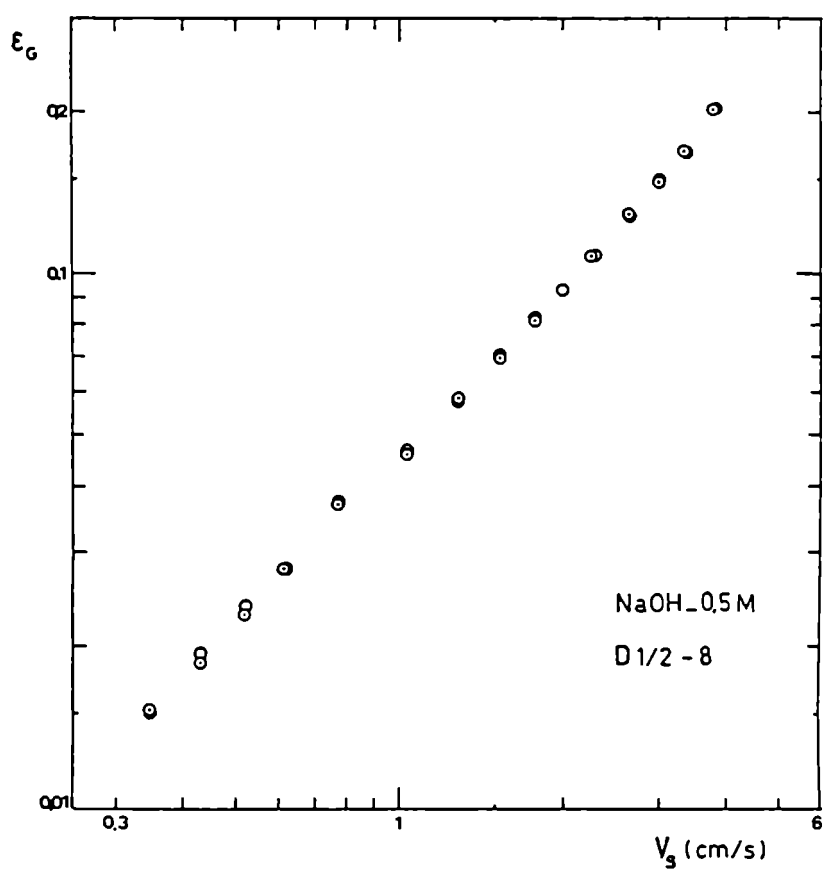


Figura 17

En las figuras 13 a 21 se dan los valores promedio de la fracción gaseosa global en función de la velocidad superficial del gas para los distintos grupos de experiencias.

A. Distribuidores con orificios de 1 mm de diámetro. Fase líquida: agua

De la figura 18 surge que \mathcal{E}_G aumenta continuamente con V_s en todo el rango de velocidades estudiado y que la dependencia entre una y otra es de la misma forma para todos los distribuidores utilizados.

A bajas velocidades de gas, la fracción gaseosa es prácticamente la misma para todos los distribuidores. Al aumentar V_s las diferencias se hacen apreciables, siendo significativas en el rango de velocidades intermedias (1 a 10 cm/s).

Del análisis de los resultados presentados en la figura 18 surge que conforme aumenta la velocidad, los valores obtenidos con los distribuidores de 6, 8, 17 y 21 orificios, se van apartando sucesivamente de los obtenidos con el resto, resultando la fracción gaseosa menor.

Las diferencias existentes entre los valores de \mathcal{E}_G para los distintos distribuidores se acentúan hasta velocidades del orden de 4 a 5 cm/s, obteniéndose para los distribuidores D1-21 y -69 porosidades que son hasta un 45% mayores que las obtenidas con D1.

A velocidades mayores que 5 cm/s las diferencias entre los valores de porosidad tienden a disminuir y a velocidades del orden de 20 cm/s dichos valores prácticamente coinciden.

La observación visual permitió determinar que a bajas V_s el gas no burbujea por todos los orificios del distribuidor y que el número de los orificios que están activos aumenta al aumentar V_s . En la tabla 8 se dan los valores promedio de las velocidades superficiales de gas a las cuales comienza el burbujeo permanente a través de un número determinado de orificios (n'); entre paréntesis figuran los valores máximos y mínimos obtenidos en distintas experiencias. Además, se

///

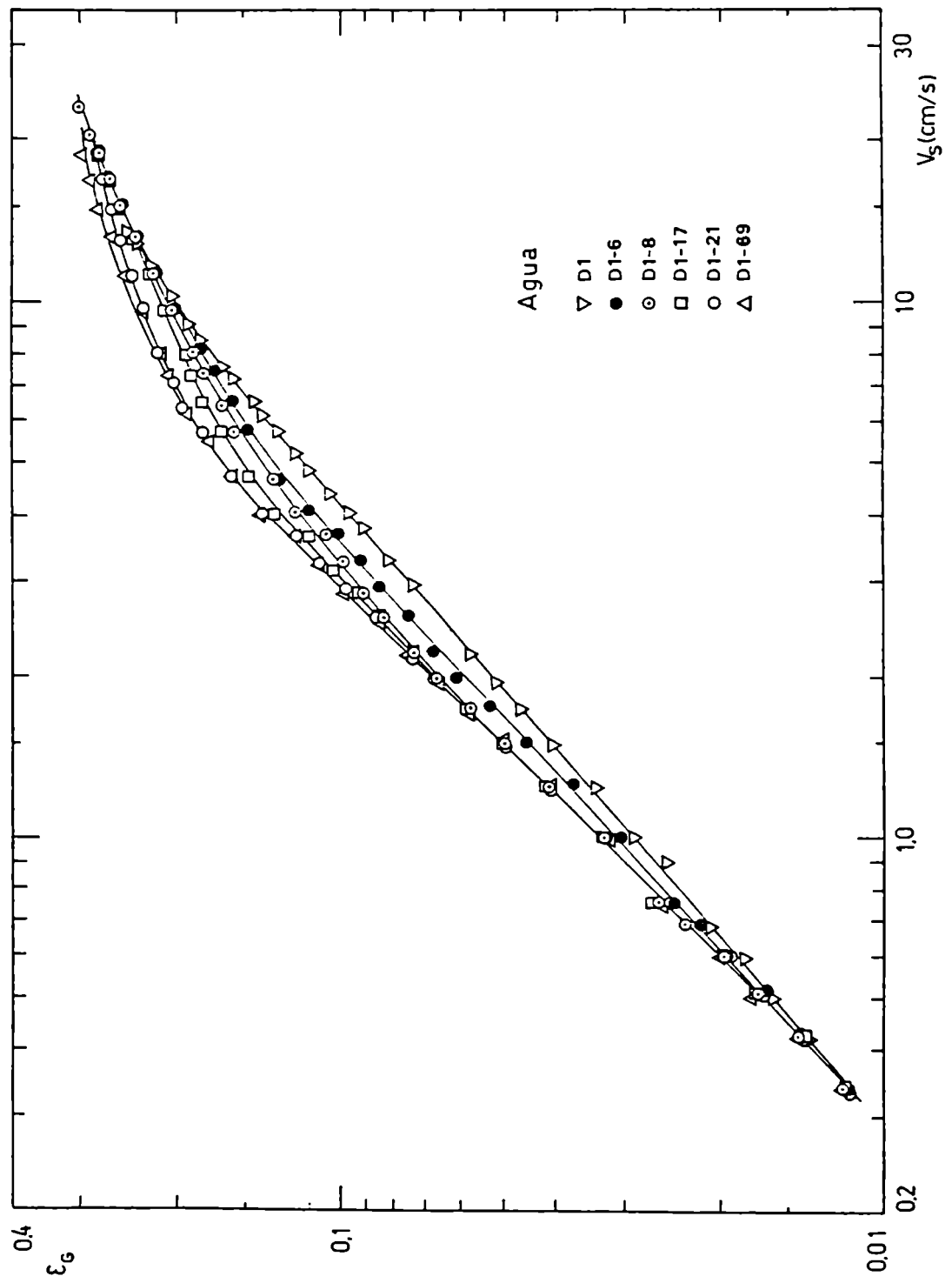


Figura 18

dan los valores de la velocidad del gas en los orificios activos (u) calculados a partir de los promedios antes mencionados.

Tabla 8

n'	V_g (cm/s)	u (m/s)	No. de datos
1	0,34		10
2	0,41 (0,34-0,43)	(5,1)	7
3	0,36 (0,69-1,02)	7,2	7
4	1,16 (0,76-1,52)	7,3	6
5	1,50 (1,01-1,96)	7,5	6
6	1,88 (1,49-2,23)	7,8	6
7	2,01 (1,74-2,56)	7,2	3
8	2,58 (1,73-4,03)	8,1	5
17	4,90 (4,04-5,75)	7,2	2

Aparentemente existe una relación entre la activación sucesiva de los orificios y el apartamiento de los valores de porosidad descrito anteriormente.

Una vez activados todos los orificios de un distribuidor, al aumentar el caudal de gas se originarán burbujas y aglomerados más grandes (con tiempos de residencia más bajos) que los generados con distribuidores que presentan mayor número de orificios activos. Resulta así una fracción gaseosa menor para el primero.

B. Distribuidores con orificios de 0,5 mm de diámetro. Fase líquida: agua

La figura 19 muestra la dependencia de la fracción gaseosa con la velocidad superficial del gas para los distintos distribuidores.

Los distribuidores de varios orificios originan mayores fracciones gaseosas que el distribuidor con orificio único. Esto se debe, por un lado, a que aún a las más bajas velocidades estudiadas, los prime-

///

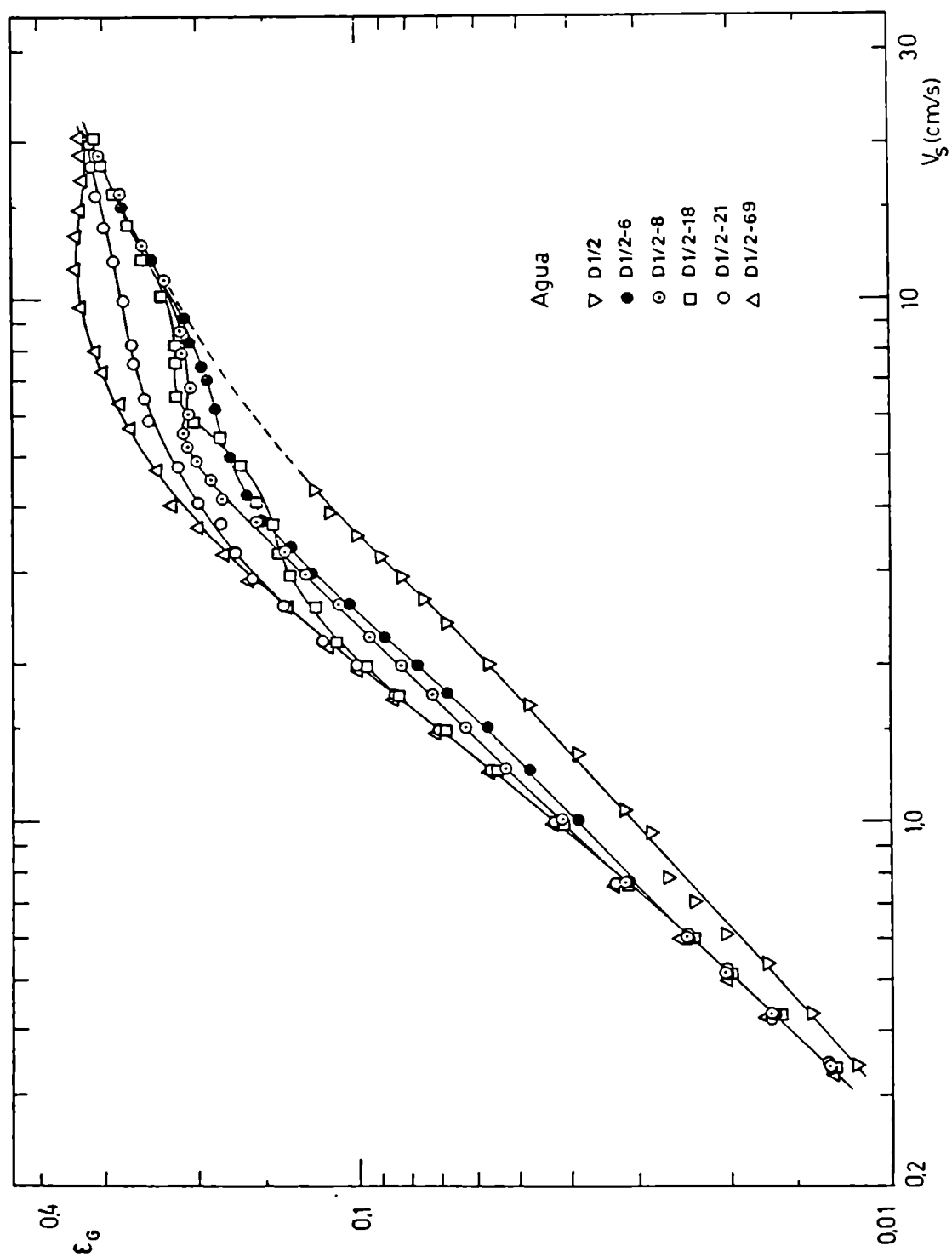


Figura 19

ros presentan varios orificios activos; se generan entonces, burbujas más chicas, que ascienden con menor velocidad y que presentan mayores tiempos de residencia que las producidas con el orificio único. Por otra parte, con este último se producen desde velocidades cercanas a 1 cm/s aglomerados y burbujones que ascienden rápidamente. Ambos factores hacen que, a igual V_s , la cantidad de gas en la columna resulte mayor para los distribuidores con varios orificios.

Para éstos, los valores de porosidad prácticamente coinciden a bajas V_s . A medida que la velocidad aumenta, las diferencias se hacen apreciables y, al igual que con los distribuidores de 1 mm de diámetro, el comportamiento de aquéllos con menor número de orificios se aparta del comportamiento observado para el resto.

Experimentalmente se encontró que el número de orificios activos a una dada V_s , prácticamente no difería de un distribuidor a otro. En la tabla 9 se da la relación entre el número de orificios activos y la velocidad superficial del gas.

Tabla 9

n°	V_s (cm/s)	u (m/s)	No. de datos
3	0,34	11,3	8
4	0,42 (0,42-0,43)	10,5	7
5	0,53 (0,51-0,60)	10,7	8
6	0,69 (0,60-0,76)	11,5	9
7	0,81 (0,76-0,88)	11,6	5
8	1,00	12,5	3
9	1,07	11,8	2
10	1,13	11,3	1
11	1,25	11,4	3
18	2,08 (1,96-2,20)	11,5	2
21	2,56	12,2	2

Comparando las velocidades a partir de las cuales se observan

///

comportamientos diferentes entre un distribuidor dado y el resto (figura 19), con los valores presentados en la tabla 9 surge que las diferencias comienzan a partir de la velocidad a la cual todos sus orificios están activos. A velocidades mayores que ésta, los restantes distribuidores presentarán mayor número de orificios activos y consecuentemente originarán mayores porosidades.

A velocidades mayores que 3 cm/s la dependencia de ϵ_G con V_s es bastante compleja, variando de un distribuidor a otro. Esto se debe a los efectos combinados de la transición de flujo homogéneo a turbulento y del fenómeno de retención descrito en el punto 2.4.1.B. La transición tiende a disminuir la fracción gaseosa hacia valores correspondientes a los de régimen turbulento ($D1/2$), en tanto que la retención tiende a aumentarla.

Cuando la velocidad del gas supera un cierto valor, las condiciones turbulentas prevalecen y las curvas de ϵ_G vs. V_s muestran una inflexión con o sin máximo. (El distribuidor $D1/2-13$ presenta una doble inflexión que no puede explicarse en base a las observaciones visuales del flujo).

A las mayores velocidades de gas estudiadas, los valores de ϵ_G obtenidos con los distintos distribuidores se aproximan y prácticamente coinciden a velocidades del orden de 20 cm/s.

C. Distribuidores con orificios de 1 mm de diámetro. Fase líquida:
NaOH-0,5 M

En la figura 20 se muestra la dependencia de ϵ_G con V_s para los distribuidores utilizados. Al igual que con agua los valores prácticamente coinciden a bajas velocidades y las diferencias se hacen significativas a V_s mayores que 1 cm/s. Similarmente, el número de orificios activos aumenta lentamente con V_s (tabla 10).

///

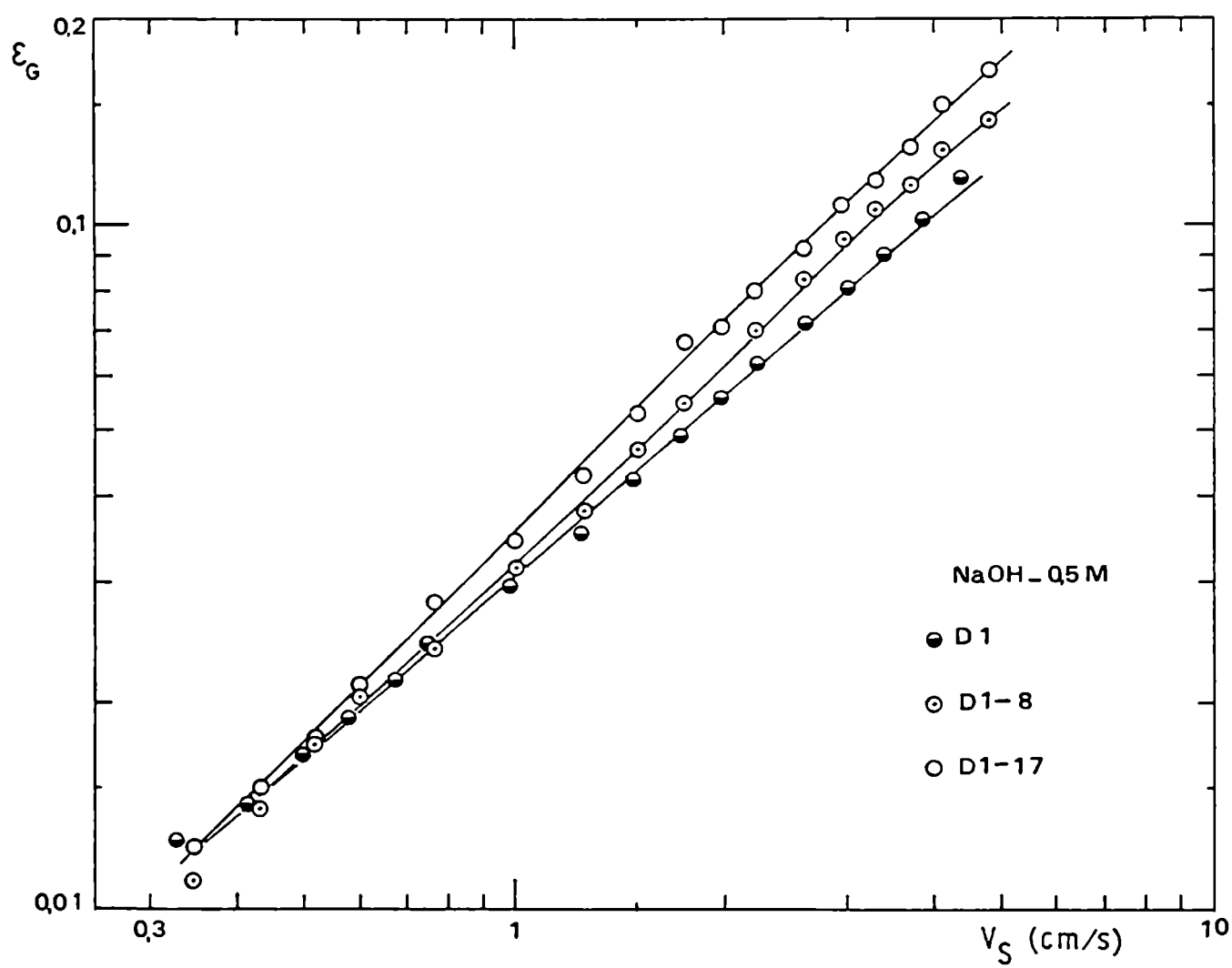
Figura 20

Tabla 10

n'	V_s (cm/s)	u(m/s)	No. de datos
2	0,47 (0,43-0,52)	5,9	4
3	0,80 (0,60-1,01)	6,7	4
4	1,14 (0,77-1,51)	7,1	4
5	1,50 (1,01-2,23)	7,5	4
6	2,11 (1,51-2,60)	8,8	3
7	2,38 (1,76-2,78)	8,5	3
8	2,67 (2,11-2,95)	8,4	3
14	3,51 (3,29-3,72)	6,3	2
15	3,82 (3,72-3,91)	6,4	2
16	4,10	6,4	2
17	4,80	7,1	1

Tabla 11

n'	V_s (cm/s)	u(m/s)	No. de datos
3	0,35 (0,34-0,35)	11,7	3
4	0,41 (0,35-0,51)	10,4	5
5	0,50 (0,43-0,60)	10,0	5
6	0,59 (0,52-0,68)	9,8	5
7	0,77 (0,76-0,77)	11,0	3
8	0,98 (0,89-1,02)	12,2	3
9	1,01	11,2	1
10	1,13	11,3	1
11	1,25	11,4	1
18	1,66 (1,50-1,74)	9,2	3
21	1,98	9,4	1

D. Distribuidores con orificios de 0,5 mm de diámetro. Fase líquida:
NaOH-0,5 M

En la figura 21 se dan los valores de \mathcal{E}_G obtenidos para este grupo de experiencias. En todo el rango estudiado, los distribuidores de varios orificios originan régimen homogéneo y porosidades que no difieren mayormente. Para el distribuidor con orificio único, en cambio, las burbujas comienzan a interactuar a bajas velocidades originando menores valores de fracción gaseosa. El número de orificios activos (tabla 11) aumenta con V_g de forma muy similar a la observada con agua.

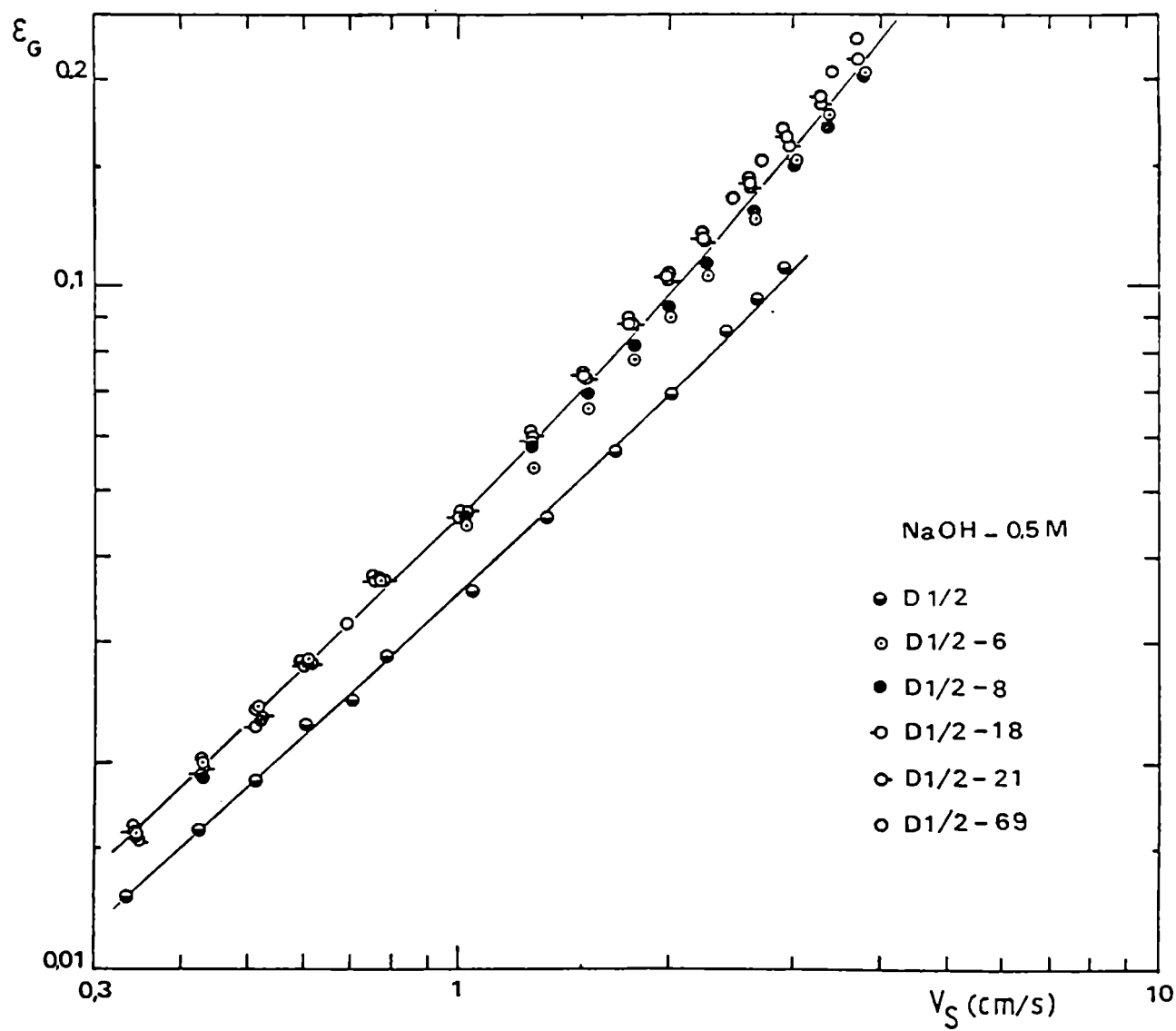


Figura 21

2.5 Comparación con otros autores

Dado que el comportamiento fluidodinámico y la fracción gaseosa resultante en una columna de burbujeo dependen en forma compleja de numerosas variables, la comparación de datos provenientes de distintas fuentes debe realizarse con la debida precaución.

a- Fracción gaseosa global

En virtud de lo expresado en el párrafo anterior, se compararon los valores de fracción gaseosa global obtenidos con agua y distribuidores con varios orificios de 1 mm de diámetro, con los resultados obtenidos por otros autores para sistemas similares (tabla 12).

Tabla 12

Referencia	D_c (cm)	d (mm)	n	Fases
a- Aoyama y col. (12)	5	1	19;85	aire-agua
b- Reith y col. (13)	5,08	2	20	aire-agua
c- Ohki e Inoue (14)	4	2	5	aire-agua
d- Ohki e Inoue (14)	8	1	7	aire-agua
e- Ellis y Jones (26')	5,08	1	varios(?)	aire-agua
f- Ying y col. (40)	5,08	1	1 (?)	nitrógeno-agua
g- Bhatia (35) [#]	5			aire-agua

Ecuación teórica que predice \bar{E} para flujo turbulento.

En la figura 22 se representan, para mayor claridad, solo los valores obtenidos utilizando los distribuidores de 6 y 21 orificios. De la figura surge que los resultados hallados en el presente trabajo son consistentes con los dados en la bibliografía, lo cual garantiza la confiabilidad del método y del sistema de medición de la fracción gaseosa utilizados. La mejor concordancia se obtuvo con los datos del trabajo de Aoyama y col. (12), en el cual se utiliza el sistema más parecido al del presente estudio.

///

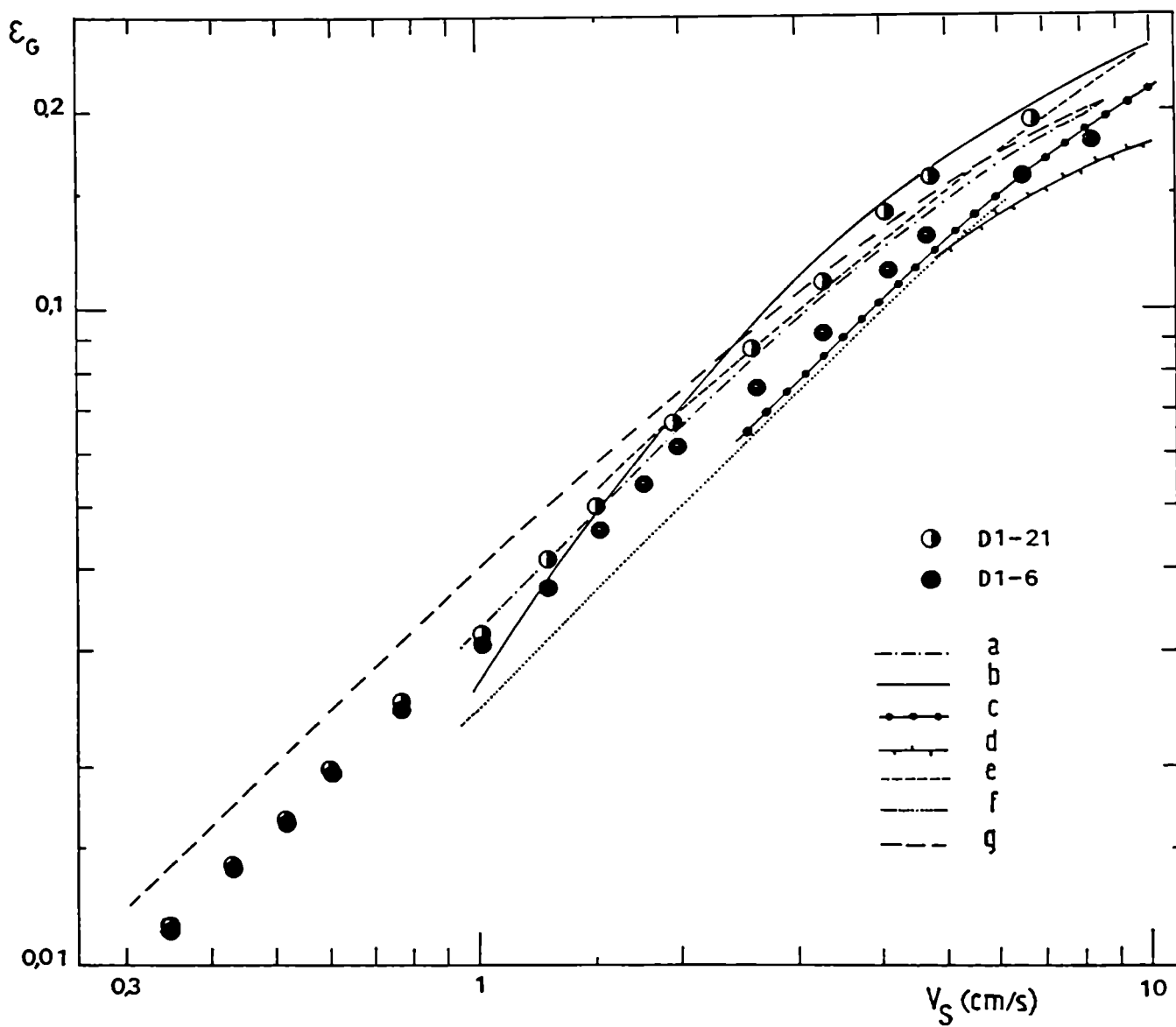


Figura 22

b- Distribución axial de la fracción gaseosa:

En los trabajos que comentan la distribución de la fracción gaseosa en columnas de pequeño diámetro (~5 cm) con distribuidores de orificios de 1 mm (13, 30), se encontró que la fracción gaseosa era uniforme salvo en los extremos de la columna. Este hecho fue confirmado en el presente trabajo a velocidades de gas menores que 4 cm/s; a velocidades mayores pudo comprobarse que la uniformidad tiende a perderse.

En la figura 23 se representan los valores de porosidad para los tramos inferior y superior de la columna para una experiencia con agua y el distribuidor D1/2-69. En la misma figura se representan valores experimentales obtenidos por Bridge y col. (10) en una columna de igual diámetro que la del presente trabajo y con una placa porosa como distribuidor. En ambos casos se observa que a bajas velocidades de gas la zona superior muestra mayores valores de porosidad que la inferior; a velocidades del orden de 3 cm/s, la situación se invierte y es la zona inferior la que presenta la mayor porosidad. Este fenómeno se debe a que para distribuidores con muchos orificios de pequeño diámetro la transición de régimen homogéneo a heterogéneo comienza por encima de una cierta altura, originando entonces menores valores de porosidad en la zona superior.

La importante retención de burbujas observada en este trabajo para los distribuidores con orificios de 0,5 mm de diámetro no ha sido descrita en la bibliografía hasta el presente.

c- Orificios activos:

En el rango de bajas y medias velocidades superficiales no todos los orificios del distribuidor son activos; este hecho ha sido ignorado en la mayoría de los trabajos experimentales.

Para los distribuidores con orificios de 0,5 mm se encontró que a una dada velocidad superficial de gas el número de orificios activos

///

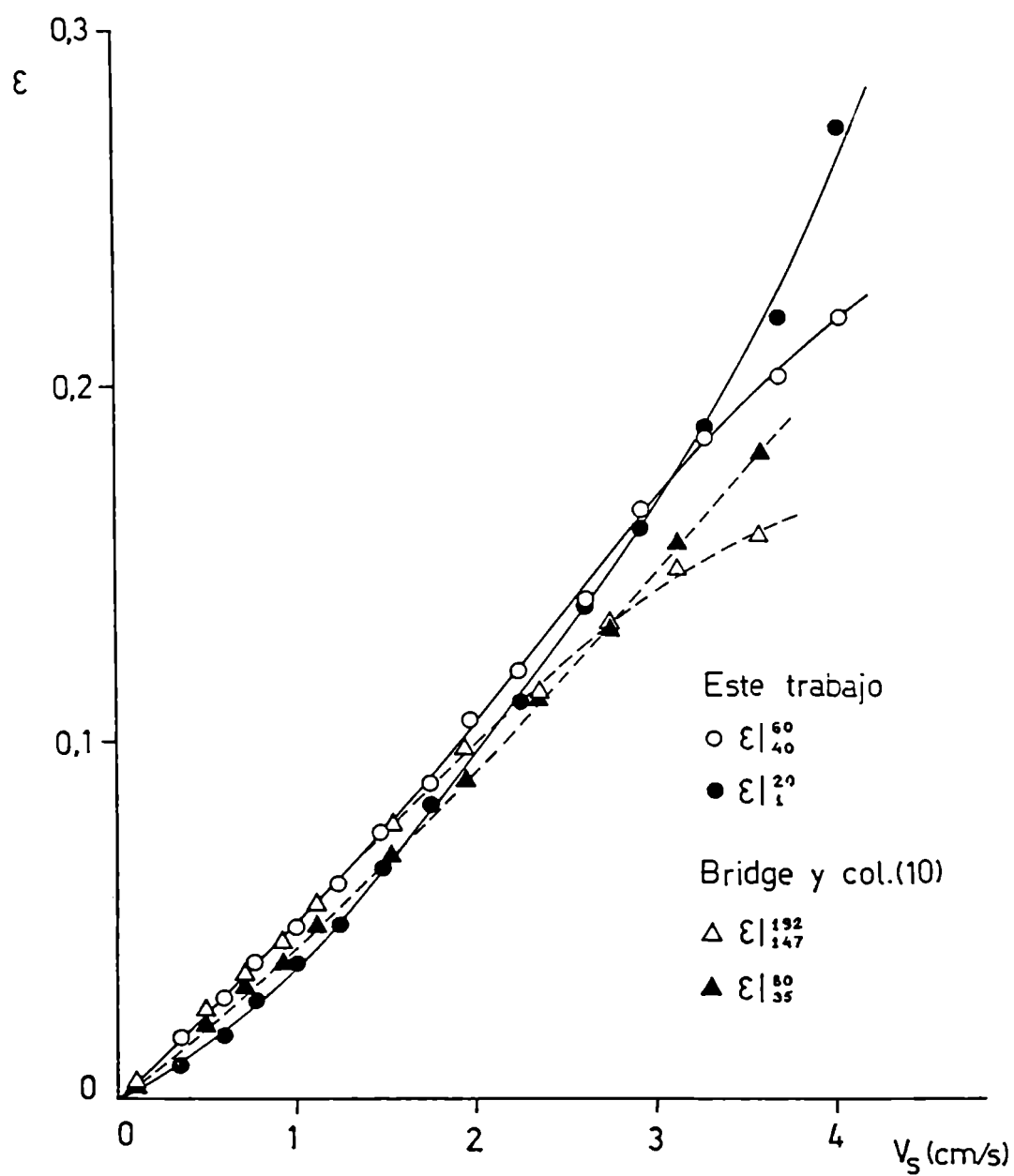


Figura 23

era prácticamente el mismo para todos; el mismo hecho se observó, aunque con mayor dispersión, en los resultados obtenidos con los distribuidores con orificios de 1 mm de diámetro.

Calculando la velocidad del gas en los orificios, bajo la suposición que todos están activos:

$$U_o = \frac{V_s A_c}{n A_{or}} \quad (4)$$

se encuentra que la fracción de orificios que están activos (n'/n) es función de U_o y no depende del número de orificios del distribuidor. Esto puede observarse en la figura 24 para distribuidores con orificios de 0,5 mm de diámetro y agua como fase líquida. Además, por encima de un cierto valor de U_o , denominado crítico, todos los orificios son activos ($n'/n = 1$).

El valor de la velocidad crítica, U_{oc} , obtenido de la figura 24 (~ 12 m/s) coincide aproximadamente con el obtenido promediando los valores de ' u ' de la tabla 9 ($\bar{u} = 11,5$ m/s). El valor crítico para las experiencias realizadas con los distribuidores con orificios de 1 mm, obtenido a partir de la tabla 8, es $\bar{u} = 7,5$ m/s. Estos valores son menores que los predecibles a partir del criterio del número de Weber (2.1.2., ecuación 1), pero responden a la dependencia con el diámetro ($U_{oc} \propto d^{-1/2}$).

Zahradnik y Kaštánek (18) observaron un comportamiento similar al representado en la figura 24, trabajando con agua, distribuidores con gran número de orificios y columnas de más de 15 cm de diámetro. En experiencias con orificios de 1 mm hallaron un valor medio de 12,5 m/s para la velocidad crítica, independientemente del número de orificios y del diámetro de la columna; en la única experiencia realizada con orificios de 0,5 mm de diámetro ($n = 190$) obtuvieron un valor crítico de 15,5 m/s, que debe ser tomado con cautela debido a la imprecisión.

///

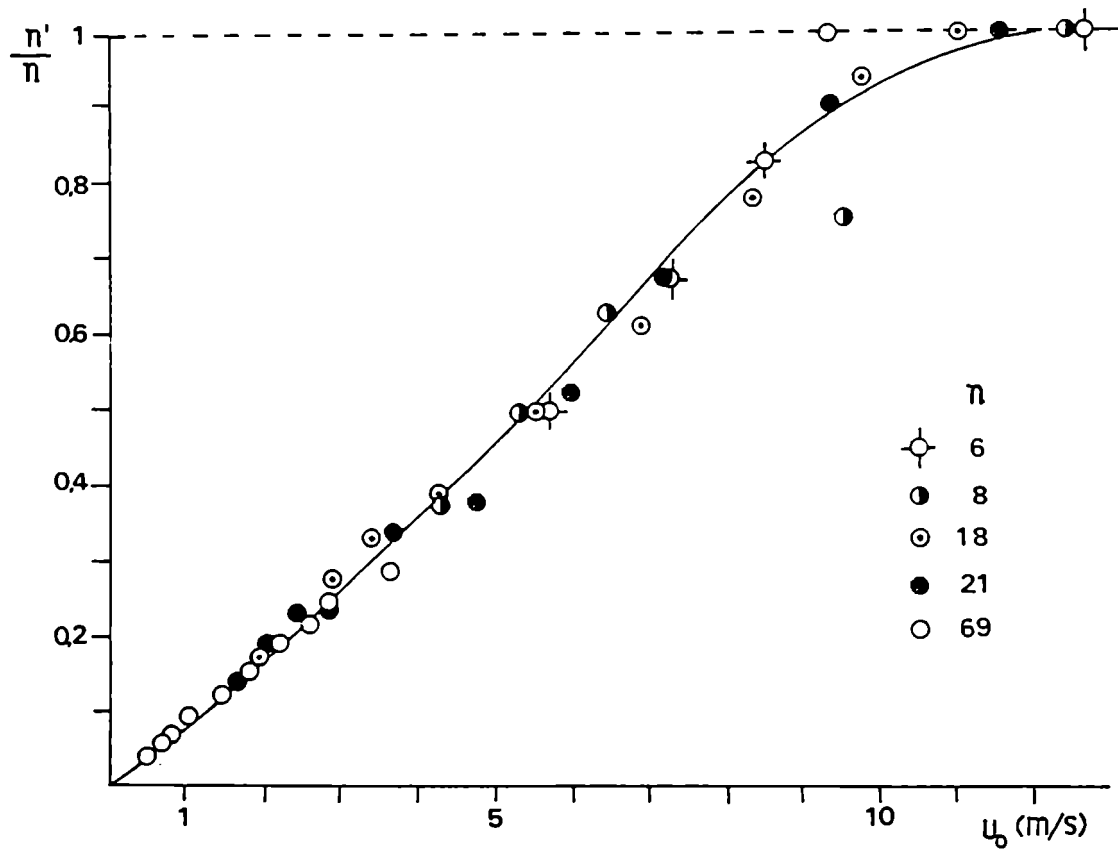


Figura 24

si3n en la estimaci3n visual del n3mero de orificios activos cuando el n3mero de orificios es elevado. Las diferencias con respecto a los valores obtenidos en el presente trabajo podr3an atribuirse a un efecto de pared en el caso de columnas de peque1o diámetro.

2.6. Conclusiones

a- Tipos de flujo

El régimen de flujo presente es determinado por el tipo de distribuidor, la fase líquida y la velocidad del gas.

Tanto el régimen de flujo homogéneo o de burbujas como el heterogéneo o turbulento, ampliamente difundidos en la literatura, se observaron bajo ciertas condiciones de trabajo.

Para los distribuidores con un único orificio y para aquellos con orificios grandes (1 mm) las burbujas interactúan desde velocidades de gas muy bajas; el grado de interacción y de turbulencia aumenta con la velocidad del gas originando grandes aglomerados de burbujas y bolsones de gas.

Para los distribuidores con orificios pequeños (0,5 mm), a bajas velocidades de gas prevalece el régimen homogéneo (este se mantiene hasta mayores velocidades al utilizar soluciones alcalinas). La velocidad a la cual ocurre la transición es mayor cuanto mayor es el número de orificios del distribuidor. Las interacciones entre las burbujas aparecen desde la base para los distribuidores con pocos orificios mientras que para los de mayor número ocurren luego de una cierta altura.

Como consecuencia de la transición de flujo, se produce una retención de burbujas en la zona inferior de la columna. A altas velocidades de gas, la retención desaparece y prevalecen las características del régimen heterogéneo.

b- Distribución axial de la fracción gaseosa

A partir del presente estudio se concluye que la distribución axial de la fracción gaseosa en columnas de burbujeo no es uniforme a

///

lo largo de toda la columna.

La falta de uniformidad puede ser más o menos pronunciada dependiendo de la velocidad del gas y de las características del distribuidor; puede originarse debido a distintas causas: efectos de borde en los extremos de la dispersión, transición de régimen de flujo, retención de burbujas, etc.

De los resultados obtenidos surgen los siguientes lineamientos:

- Para velocidades superficiales de gas menores que 3 cm/s, el perfil axial de porosidades es independiente del tipo de distribuidor y de la velocidad del gas. La fracción gaseosa es uniforme en la columna salvo en los extremos: cerca del distribuidor es menor por el efecto de salida del gas de los orificios y en la zona superior es mayor debido al efecto de pantalla de la interfase y a una mayor recirculación de burbujas.
- Aproximadamente el mismo perfil se mantiene para mayores velocidades de gas con los distribuidores que producen régimen de flujo turbulento (o heterogéneo).
- Para los distribuidores que presentan transición de régimen homogéneo a régimen turbulento, la distribución axial de fracción gaseosa es determinada por las características geométricas del distribuidor y la velocidad del gas.

Cuando hay pocos orificios o se encuentran localizados muy próximos entre sí, aparecen valores máximos de porosidad en la zona inferior de la columna debido a una retención de burbujas originada por los efectos combinados de los chorros de gas que produce el distribuidor y de las corrientes turbulentas de líquido de la zona superior.

Para distribuidores con muchos orificios, que originan régimen homogéneo en un mayor rango de velocidades, la retención es mucho más

///

importante; los máximos son muy pronunciados y se localizan en las cercanías del distribuidor.

Los máximos mencionados en los párrafos anteriores tienden a desaparecer luego de una cierta velocidad de gas (la cual es mayor para los distribuidores con mayor número de orificios). A altas velocidades de gas, para las cuales predominan las características del régimen turbulento en toda la columna, los perfiles se vuelven a aplanar.

c- Número de orificios activos

El número de orificios activos a una dada V_s depende del diámetro de los orificios: es mayor cuanto menor es el diámetro.

La velocidad intersticial crítica, o sea la mínima velocidad del gas en los orificios para la cual todos están activos, es independiente del número de orificios del distribuidor pero depende fuertemente del diámetro del orificio, siendo mayor cuanto menor es éste.

d- Fracción gaseosa global

La forma en que la porosidad depende de la velocidad superficial del gas está determinada por el tipo de distribuidor y la fase líquida utilizados (figura 25). Estos favorecerán la existencia del régimen homogéneo (caracterizado por altas fracciones gaseosas) o la interacción y coalescencia propias del régimen heterogéneo (con menores valores de porosidad).

A igual régimen de flujo presente, para el rango de velocidades intermedias (1 a 10 cm/s), la fracción gaseosa será mayor cuanto mayor sea el número de orificios activos del distribuidor.

La presencia de electrolitos aumenta ligeramente la fracción gaseosa.

///

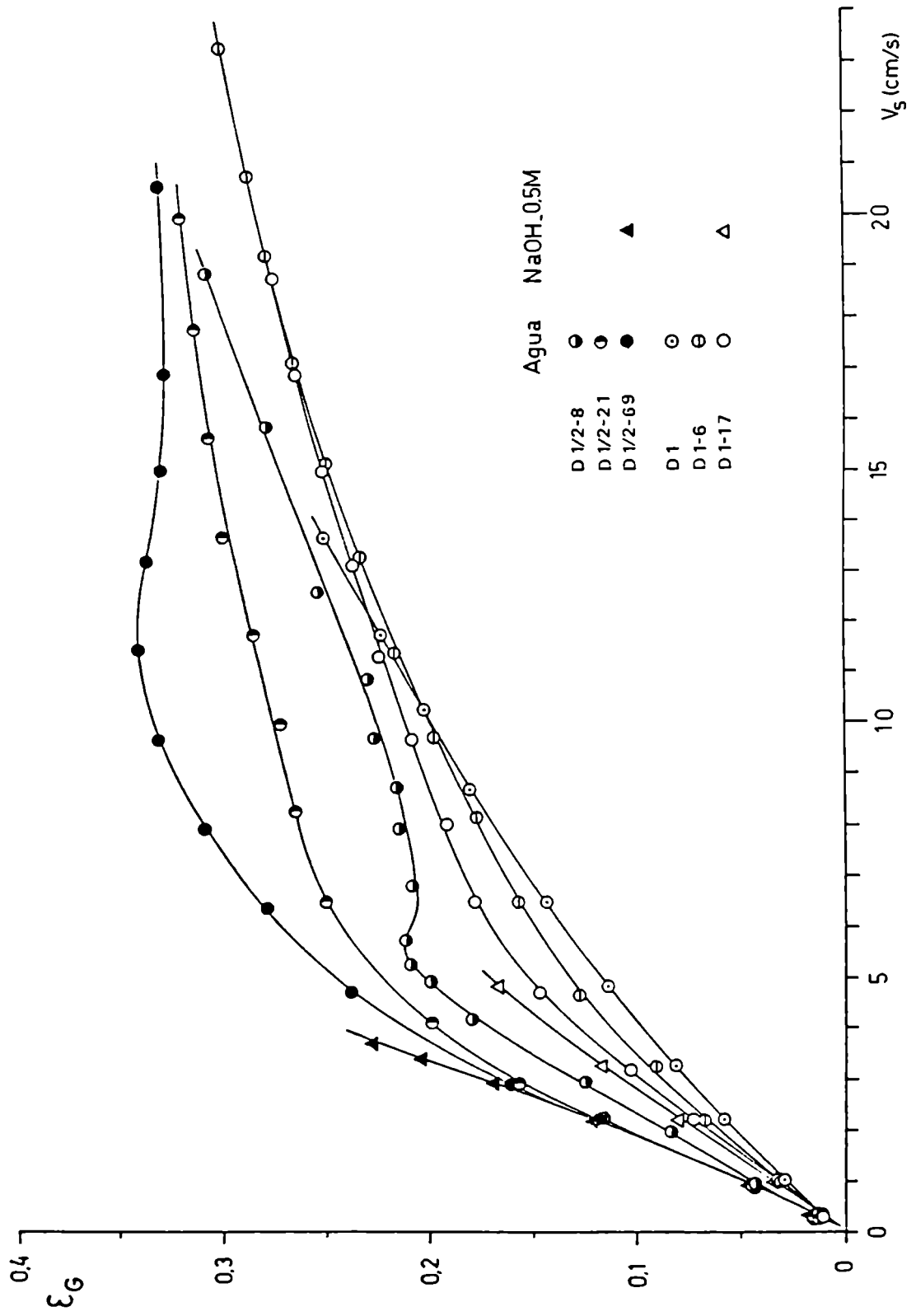


Figura 25: Fracción gaseosa global

Para los distribuidores que presentan transición de régimen de flujo, el fenómeno de retención que la acompaña complica la dependencia de la porosidad con la velocidad del gas, pudiendo existir o no máximos en el rango de transición.

A altas velocidades de gas las diferencias entre los valores de porosidad obtenidos con distintos distribuidores tienden a disminuir, indicando que el grado de turbulencia alcanzado se acerca al correspondiente a régimen turbulento completamente desarrollado para el cual las características del distribuidor no afectan la fracción gaseosa.

3. Transferencia de materia líquido-pared en sistemas agitados con gases

La agitación de líquidos y suspensiones por medio de una corriente de gas ha adquirido en los últimos años un creciente interés en distintas ramas de la ingeniería y tecnología química. En el caso particular de la electroquímica, este método ha sido propuesto como medio para aumentar la transferencia de materia a los electrodos y mejorar la productividad de celdas electrolíticas industriales (4, 51-54). La eliminación del sistema de agitación mecánica permite simplificar el diseño de las celdas y reducir los costos de inversión.

El estudio de la transferencia de materia líquido-pared en sistemas agitados con gases resulta entonces de sumo interés para el campo de la electroquímica.

Entre las celdas que se usan o que han sido propuestas y que utilizan la dispersión de gases en el electrolito como medio de agitación pueden citarse:

- Celdas con electrodos planos paralelos y desprendimiento de gas sobre los mismos: por lo general, el gas es producido debido a reacciones electroquímicas secundarias sobre un electrodo; esto favorece la transferencia de materia de las especies reactivas de interés hacia dicho electrodo (por ejemplo: manufactura de cloratos).
- Celdas con electrodos planos paralelos y con distribuidor de gas en la base: se han propuesto celdas de este tipo para operaciones de electrefinado y electrorecuperación de metales tales como plata y cobre (52, 53). En el tratamiento de acabado de metales es común el uso de electrodos considerablemente espaciados con inyección de aire en el fondo de la celda.
- Celdas con flujo bifásico: son celdas electrolíticas donde hay flujo neto tanto de gas como de líquido.

///

- Celdas operadas con gas ("gas-lift"): se utiliza la fuerza de flotación de las burbujas como fuente de bombeo del electrolito permitiendo que electrolito fresco ingrese a la celda (55).

3.1. Revisión bibliográfica

Las celdas electrolíticas basadas en el principio de la agitación con gases pueden clasificarse en dos grandes grupos:

- a- Celdas con desprendimiento de gas en los electrodos.
- b- Celdas con introducción de gas desde el exterior.

Un gran número de trabajos (51, 56-69) fueron realizados para estudiar la transferencia de materia solución-electrodo en celdas del primer grupo. Si bien en estos sistemas pueden alcanzarse velocidades de transferencia mayores que con las celdas del otro tipo, presentan importantes limitaciones. Por ejemplo, en la electrodeposición de metales se originan depósitos pulverulentos o esponjosos; esto no ocurre cuando se introduce el gas desde el exterior.

Sólo unos pocos trabajos versan sobre celdas del segundo grupo. Dado que el presente estudio trata sobre sistemas de este tipo, dichos trabajos serán comentados a continuación.

Ibl (70) fue uno de los primeros en considerar la factibilidad de utilizar una corriente de gas inerte para aumentar la transferencia de materia líquido-pared en celdas electrolíticas. Utilizó cilindros concéntricos como electrodos y reconoció que la energía de bombeo requerida era un factor importante en este tipo de sistemas. Esta energía es principalmente la necesaria para forzar el gas a través del distribuidor. Al aumentar la altura de la celda (y de los electrodos), la energía de bombeo por unidad de área de electrodo disminuye; esto se mantiene hasta que la altura de electrolito se hace importante frente a la pérdida de presión a través del distribuidor.

Ettel y col. (71) e Ismail (72) encontraron que la transferencia de materia a los electrodos aumenta al aumentar el caudal de gas inyectado; el primero utilizó una celda rectangular y el segundo celdas anulares con desprendimiento simultáneo de gas en el contraelectrodo. En este último caso se encontró que al acercar los electrodos aumenta la transferencia, pero los resultados no conducen a una correlación general.

Jennings y col. (73) estudiaron la influencia del flujo bifásico en una celda con electrodos planos paralelos; observaron un incremento en la velocidad de transferencia de materia en comparación con la obtenida en ausencia de fase gaseosa a igual caudal volumétrico de líquido. Dado que la presencia de las burbujas de gas origina una reducción de la sección transversal efectiva de la celda, la mejora observada fue atribuida principalmente a un aumento de la velocidad de la fase líquida.

Ibl y col. (63) estudiaron la dependencia del coeficiente de transferencia líquido-pared con la velocidad superficial del gas en una celda rectangular utilizando placas porosas como distribuidores. Encontraron que la velocidad de transferencia de materia era afectada principalmente por la velocidad del gas y en menor grado por el tipo de distribuidor utilizado. Así por ejemplo, un aumento de la velocidad de 0,1 a 1 cm/s produjo un aumento en los coeficientes de transferencia del orden de 200%, en tanto que se obtuvieron diferencias de hasta 50% en los valores de los coeficientes al utilizar placas con distintos tamaños de poro a igual velocidad de gas. Sin embargo, los resultados obtenidos no pudieron ser correlacionados en función de la velocidad superficial del gas.

Sigrist y col. (49) realizaron estudios utilizando celdas rectangulares con circulación interna (celda tipo "loop") o forzada de líquido; el gas era introducido a través de una placa porosa de metal que trabajaba simultáneamente como contraelectrodo enfrentando al electrodo de trabajo. De sus resultados surge que para una dada frac-

ción gaseosa, el coeficiente de transferencia es independiente de las velocidades superficiales de las fases.

3.2. Objetivos

La importancia de la agitación con gases en la práctica industrial y el conocimiento limitado que se tiene de los fenómenos de transferencia en celdas electrolíticas con introducción de gas desde el exterior condujeron al presente estudio sobre la transferencia de materia líquido-pared en este tipo de sistemas.

El objetivo perseguido es determinar la influencia de los siguientes factores sobre los coeficientes de transferencia:

- a- condiciones fluidodinámicas; determinadas principalmente por el tipo de distribuidor y la velocidad superficial del gas, y caracterizadas por la fracción gaseosa y el régimen de flujo.
- b- propiedades de la fase líquida.
- c- longitud de transferencia.

El equipo empleado para tal fin fue una columna de burbujeo que trabajaba como celda electrolítica con los electrodos formando parte de la pared.

Las columnas de burbujeo se utilizan en la industria química para procesos que requieren un apropiado control de la temperatura; por ejemplo, se emplean como reactores bifásicos gas-líquido para reacciones muy exotérmicas o como biorreactores y fermentadores aeróbicos. En todos estos casos es de primordial interés un conocimiento preciso de la velocidad de transferencia de calor entre la dispersión gas-líquido y la superficie calefactora o refrigerante. Debido a esto el estudio de la transferencia de calor en estos sistemas ha merecido un interés creciente en los últimos años.

En base a la analogía entre la transferencia de calor y de materia es posible comparar los resultados de este trabajo con los pre-

///

sentados en la literatura sobre la transferencia de calor en columnas de burbujeo. Además, las conclusiones que se alcancen en el presente estudio pueden ser de utilidad en el campo análogo de la transferencia de calor en sistemas dispersos gas-líquido.

3.3. Parte experimental

3.3.1. Método para la determinación de los coeficientes de transferencia de materia

El método electroquímico (74-75) fue aplicado para determinar los coeficientes de transferencia de materia líquido-pared. Esta técnica ha sido utilizada en sistemas con diferentes geometrías: placas planas (76), tubos (77), lechos fijos (78), medios porosos (79), lechos fluidizados (80) y otros; también ha sido empleada con éxito en celdas con flujo bifásico (49, 63, 71, 81, 82).

El proceso global por el cual un ion o molécula de una especie dada reacciona en un electrodo de una celda electrolítica involucra al menos dos etapas consecutivas fundamentales:

- a- movimiento de los iones o moléculas desde el seno de la solución hasta la superficie del electrodo (transferencia de materia al electrodo).
- b- reacción propiamente dicha sobre el electrodo (transferencia de carga).

Si las demás etapas posibles (adsorción, desorción, reacción química homogénea, cristalización, etc.) no afectan la velocidad del proceso total, ésta dependerá, una vez alcanzado el estado estacionario, de las velocidades relativas de las etapas "a" y "b". Si una de estas etapas es intrínsecamente mucho más lenta que la otra, será la controlante y su velocidad determinará la velocidad del proceso global.

El método electroquímico consiste fundamentalmente en la medición de la corriente eléctrica que circula en un sistema electroquímico cuando en uno de los electrodos, denominado electrodo de prueba o de trabajo, el proceso está controlado por la etapa de transferencia de materia.

Los iones o moléculas pueden ser transferidos desde el seno de la solución hacia la superficie del electrodo a través de los siguientes mecanismos de transferencia de materia:

- a- difusión: debido a un gradiente de concentraciones, proceso de transferencia a nivel molecular.
- b- convección: transporte de materia por un flujo hidrodinámico macroscópico originado en un gradiente de densidades (convección natural) y/o en un gradiente de presiones (convección forzada).
- c- migración: sólo se produce cuando la especie reactiva es un ion (no existe para el caso de moléculas neutras); se debe al movimiento de iones bajo la acción de un campo eléctrico.

El flujo de la especie reactiva será el resultado de estos tres mecanismos:

$$\vec{N} = - D \vec{\nabla} C + C \vec{V} - Z F u_e C \vec{\nabla} \phi \quad (5)$$

(a) (b) (c)

Englobando los términos correspondientes a los mecanismos difusivo y convectivo en uno solo caracterizado por el coeficiente de transferencia de materia (k) e introduciendo el concepto de número de transporte de la especie reactiva (t) para la expresión del término debido a la migración eléctrica, el flujo promedio sobre la superficie del electrodo puede expresarse como:

$$N = k(C_b - C_i) \pm \frac{t_i}{z F A_e} \quad (6)$$

El signo del segundo término dependerá del hecho de que la migración se oponga (-) o no (+) al flujo hacia el electrodo de prueba.

///

En estado estacionario, la corriente eléctrica que circula será:

$$i = z F N A_e \quad (7)$$

De las ecuaciones 6 y 7 surge que:

$$k = \frac{i(1 \pm t)}{z F A_e (C_b - C_i)} \quad (8)$$

Si la solución electrolítica contiene gran exceso de electrolito soporte (respecto a la concentración de la especie reactiva), éste transportará prácticamente toda la "corriente de migración" sin intervenir en la reacción electródica y t tenderá a cero; se puede despreciar entonces el término correspondiente a la migración:

$$k = \frac{i}{z F A_e (C_b - C_i)} \quad (9)$$

Cuando se alcanzan condiciones tales en que la reacción electródica es lo suficientemente rápida como para que todo ion reactivo que llegue al electrodo reaccione inmediatamente, su concentración sobre la superficie (C_i) es prácticamente despreciable y la velocidad del proceso global es controlada por la velocidad de transferencia de materia. La corriente eléctrica que circula bajo estas condiciones se denomina corriente límite (i_o) y a partir de ella puede calcularse simplemente el coeficiente de transferencia de materia a través de la siguiente expresión:

$$k = \frac{i_o}{z F A_e C_b} \quad (10)$$

El valor de la corriente límite se obtiene a partir de las curvas características corriente-potencial; corresponde al valor constante que adquiere la corriente eléctrica en un determinado rango de po-

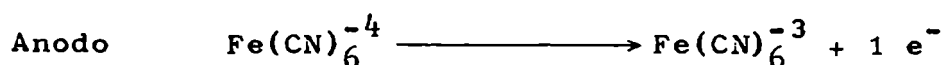
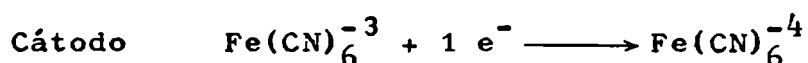
///

tencial aplicado.

Como reacción electroquímica de prueba se utilizó la reducción de ion ferricianuro en medio básico sobre un electrodo de níquel. La principal ventaja que ofrece esta reacción es que presenta un amplio rango de potencial en el cual la corriente es controlada por la transferencia de materia y en el que no se producen reacciones secundarias.

Con el objeto de garantizar el control catódico del proceso electroquímico, el área anódica debe ser mucho mayor que la catódica. En el presente estudio se utilizó una relación entre ambas mayor que 7 para todos los electrodos de prueba.

Las soluciones electrolíticas empleadas contenían el par ferro-ferricianuro de potasio, siendo las reacciones involucradas las siguientes:



Dado que la reacción anódica es la inversa de la reacción catódica, utilizando este sistema redox no se produce variación de la concentración en el seno de la solución de las especies que difunden a los electrodos.

3.3.2. Descripción del equipo

En la figura 26 se da un esquema del equipo utilizado para el estudio de la transferencia de materia líquido-pared.

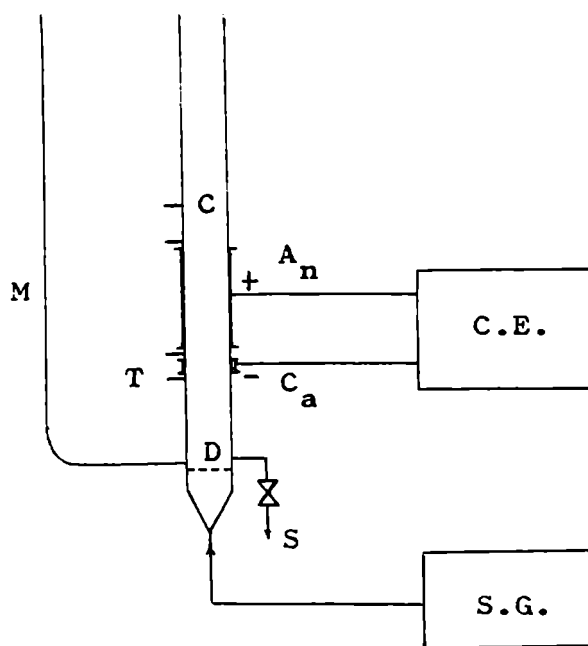


Figura 26

An: ánodo, C: columna de burbujeo, Ca: cátodo, C.E.: circuito eléctrico de medición, D: distribuidor de gas, M: manómetro de rama abierta, S: drenaje, S.G.: sistema de suministro de gas, T: toma de presión.

El sistema de suministro de gas fue el mismo que el empleado para el estudio fluidodinámico. El equipo consta además de las siguientes partes:

a- Columna de burbujeo

La columna de burbujeo tiene las mismas características geométricas que la utilizada para el estudio del comportamiento fluidodinámico; fue construida a partir de un tubo de acrílico de 5 cm de diámetro interno y tiene 100 cm de altura.

Como distribuidor de gas se emplearon principalmente placas de acrílico perforadas (las denominadas D1, D1/2, D1/2-6, D1-8, D1/2-8, D1-17, D1/2-18, D1-21 y D1/2-21 en la tabla 4); también se realiza-

ron algunas experiencias con placas porosas de vidrio sinterizado de las siguientes características:

Tabla 13

Distribuidor	diámetro	espesor	diámetro de poro
D-PM	5 cm	5,5 mm	15-30 μ m
D-PG	5 cm	6,0 mm	30-45 μ m

El dispositivo mencionado en el punto 2.3.1. para montar e intercambiar los distribuidores de gas también se usó en esta columna.

Los electrodos empleados para determinar los coeficientes de transferencia forman parte de la pared de la columna. Como electrodos de trabajo (cátodo) se utilizaron anillos de níquel de 5, 9 y 17,9 mm de altura (L1, L2 y L3, respectivamente); el contraelectrodo es un tubo de cobre de 14 cm de largo cuyo interior fue niquelado electrolíticamente.

En la figura 27 se da un esquema de la zona de electrodos; el sistema de bridas que se muestra permitió intercambiar el electrodo de trabajo. Salvo los electrodos, juntas y tornillos, el resto de las piezas fueron maquinadas en acrílico.

La ubicación de los electrodos (en especial la del electrodo de prueba) se realizó en base a los resultados obtenidos en el estudio fluidodinámico; fueron ubicados en la zona de porosidad uniforme: el cátodo a 26,5 cm y el ánodo a 35,5 cm desde el distribuidor.

Una serie de tomas de presión (ubicadas a 1, 10, 15, 35, 50, 60 y 70 cm) permitieron determinar la fracción gaseosa media en distintas zonas de la columna, en particular en la zona de electrodos. El sistema de medición para la determinación de porosidades fue el mismo que se describió en el punto 2.3.1..

///

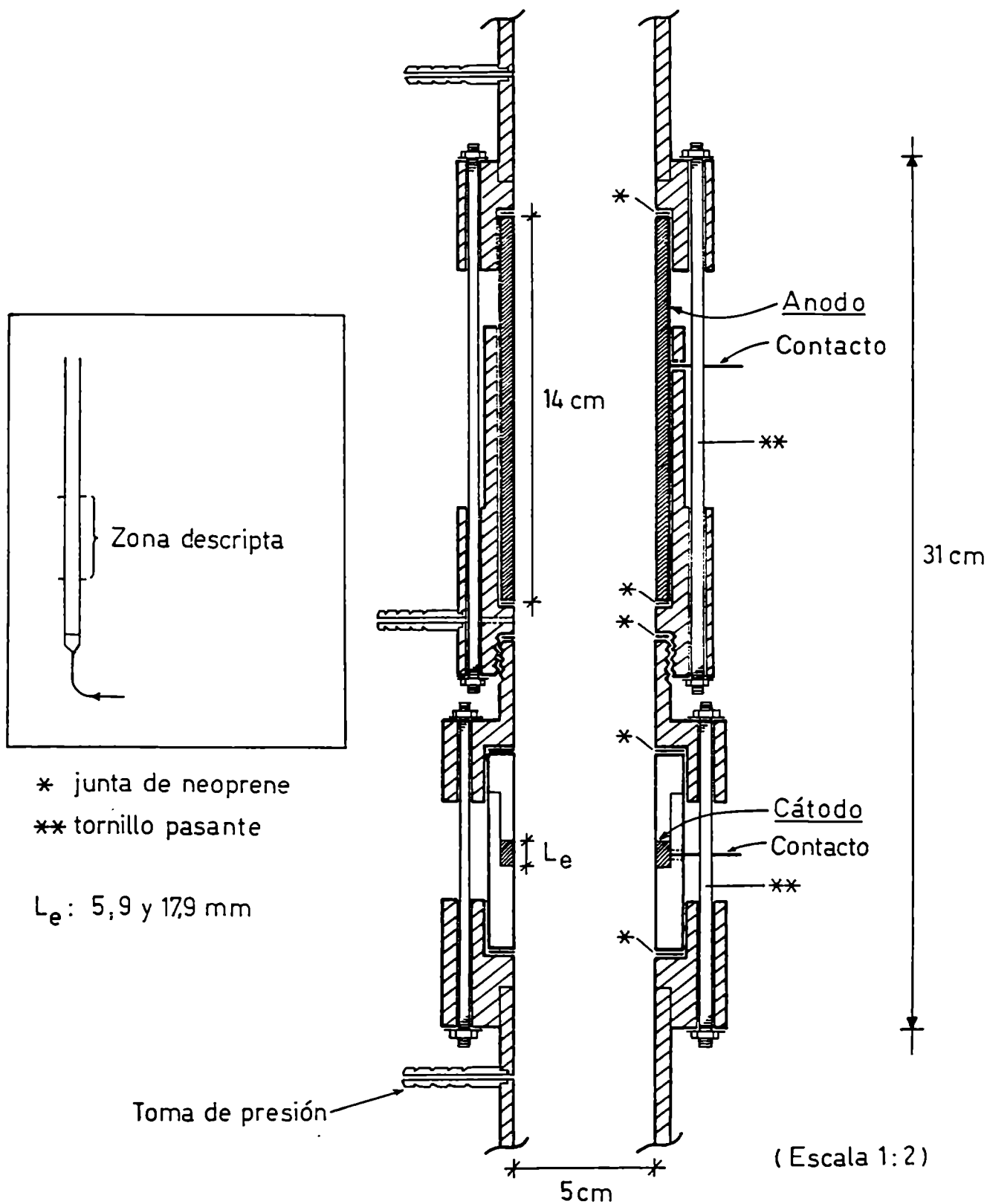


Figura 27: Zona de electrodos

b- Circuito eléctrico de medición

En la figura 28 se da un esquema del circuito eléctrico utilizado.

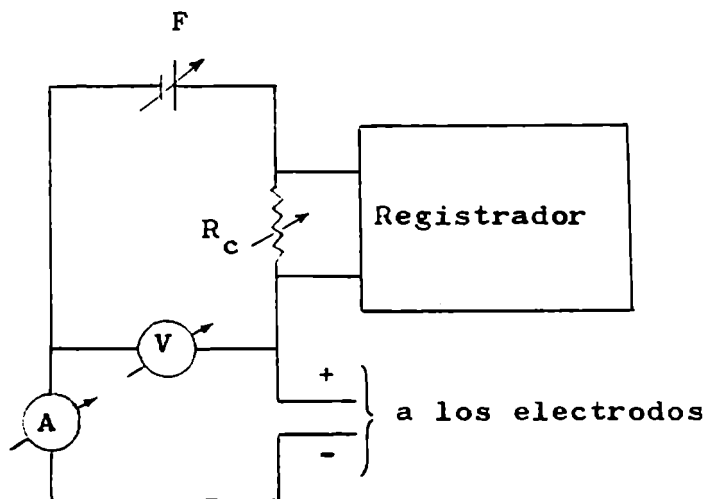


Figura 28

Como fuente de tensión regulada y variable (F) se empleó un equipo "Lambda" LH 122FM. Las tensiones y corrientes eléctricas se midieron con sendos multímetros digitales: "TMK" 3300-C (V) y "Fluke" 8050A (A), respectivamente. Dado que durante las experiencias la intensidad de corriente eléctrica fluctuaba en torno de un valor medio, dificultando su lectura en el equipo digital, se utilizaron un registrador de tensiones "Rikadenki" R-12 y una caja de resistencias calibradas "Cambridge" (R_c) para obtener valores promedio de la intensidad de corriente con mayor precisión.

3.3.3. Condiciones de trabajo

Las experiencias se realizaron sin circulación neta de líquido; el nivel de líquido libre de gas fue mantenido constante en 60 cm.

Como fase gaseosa se usó nitrógeno (calidad 4 bandas "N4"); la elección del mismo se basó en el hecho de que se comporta como un gas

///

inerte con respecto a las soluciones electrolíticas y a las reacciones electródicas utilizadas para la determinación de los coeficientes de transferencia. Se evitan así los problemas que causaría el oxígeno disuelto (75, 83) si se utilizara aire como fase gaseosa.

Las soluciones electrolíticas contenían el par ferri-ferrocianuro de potasio en concentración equimolar (10^{-2} M) y como electrolito soporte, hidróxido de sodio 0,5M (solución S1) o un buffer de carbonato-bicarbonato de sodio 0,4M (soluciones S2 a S8). El agregado a estas últimas de sal sódica de carboximetilcelulosa (CMC) permitió variar las propiedades de las soluciones. Las drogas utilizadas fueron todas de calidad para análisis.

La concentración de CMC, la temperatura media a la cual se realizaron las experiencias y las propiedades de las soluciones utilizadas se dan en la tabla 14. La temperatura de la solución electrolítica fue controlada dentro de $\pm 0,5^{\circ}\text{C}$ del valor dado en esta tabla.

Tabla 14

Solución	CMC [#]	T(°C)	ρ (g/cm ³)	μ (cp)	$D \times 10^6$ (cm ² /s)	Sc
S1	--	21,8	1,024	1,07	6,12	1707
S2	--	25,5	1,064	1,20	5,51	2047
S3	0,10	23,0	1,068	1,93	5,15	3509
S4	0,15	22,1	1,069	2,32	5,04	4306
S5	0,20	23,0	1,069	2,80	5,16	5076
S6	0,30	25,4	1,068	3,44	5,52	5835
S7	0,45	23,0	1,070	6,38	5,15	11578
S8	0,60	23,0	1,069	9,96	5,14	18127

g/100 ml

Las densidades se midieron con una balanza de Mohr "F.B.R." de alta precisión. Las viscosidades se determinaron utilizando viscosímetros tipo Ubbelohde ("IVA" 1C) y tipo Ostwald ("IVA" 50, 100, 150 y

///

200); previamente, se había verificado el comportamiento newtoniano de las mismas empleando un viscosímetro de cono y plato "Brookfield" CP-40. Los coeficientes de difusión fueron determinados utilizando una celda de flujo diseñada por Tonini y col. (84).

En la tabla 15 se da un resumen de las condiciones (distribuidor, fase líquida, electrodo de trabajo) bajo las cuales se realizaron las experiencias sobre transferencia de materia.

Tabla 15

Electrodo	Solución	Distribuidores
L1	1	D1, D1/2-6
L1	3	D1, D1/2-6
L1	6	D1, D1/2-6
L2	1	D1, -8, -17, -21 D1/2, -6, -8, -18, -21 D-PM, -PG
L2	2	D1, D1/2-6, D-PG
L2	3	D1, D1/2-6, D-PG
L2	4	D1, D1-8, D1/2-6, D-PG
L2	5	D1, D1/2-6
L2	6	D1, D1-8, D1/2-6, D-PG
L2	7	D1-8, D1/2-6
L2	8	D1-8, D1/2-6
L3	1	D1, D1/2-6
L3	3	D1, D1/2-6
L3	5	D1, D1/2-6
L3	6	D1, D1/2-6

Durante las experiencias, la velocidad superficial del gas se varió en el rango de 0,1 a 10 cm/s.

3.3.4. Método operativo

Como etapa previa a la realización de las experiencias, el electrodo de trabajo era activado electrolíticamente usando una solución de hidróxido de sodio 10% (g/100 ml). La activación se realizaba a densidades de corriente de aproximadamente 10 mA/cm^2 durante media hora; el electrodo trabajaba como cátodo, y se utilizaba como contraelectrodo una planchuela de níquel.

Al comienzo de cada serie de experiencias se obtenían las curvas corriente-potencial para velocidades de gas extremas. Esto permitía determinar el rango de potencial aplicado para el cual en el electrodo de prueba el proceso electrolítico era controlado por la transferencia de materia. Se fijaba entonces la diferencia de potencial entre los electrodos dentro de dicho rango, para asegurar que todas las mediciones se realizaran en condiciones de corriente límite.

En cada experiencia se estudiaron no menos de 8 caudales de gas. Para cada uno de ellos se medían, una vez alcanzado el estado estacionario, la temperatura y la presión del gas (para calcular la velocidad superficial) y los niveles de líquido de los manómetros de rama abierta (para el cálculo de la fracción gaseosa); además se registraba durante varios minutos (3 a 5) la tensión sobre la resistencia calibrada

3.3.5. Procedimientos de cálculo

En cada experiencia y para cada caudal de gas con que se trabajó se calcularon la velocidad superficial del gas y la fracción gaseosa en la zona de los electrodos ($\bar{\epsilon}_e$) según los procedimientos descritos en el punto 2.3.4..

A partir del registro de la tensión sobre la resistencia calibrada se obtuvo, para cada velocidad de gas utilizada, la intensidad de corriente límite:

$$i_o = \bar{V}/R_c \quad (11)$$

///

y con ésta se calculó el coeficiente de transferencia de materia de acuerdo con la ecuación 10.

En el apéndice "A" se da una estimación del error relativo con el que se determinaron los coeficientes de transferencia; se estima en 4% el error máximo previsible.

3.4. Resultados

En el apéndice "B" se dan los resultados experimentales obtenidos, consignando en forma tabulada las condiciones de trabajo (tipo de distribuidor, solución y electrodo) y los valores de velocidad superficial de gas, fracción gaseosa, corriente límite y coeficiente de transferencia de materia para cada experiencia realizada.

En las figuras 29 a y b se representan curvas típicas corriente-potencial para distintas condiciones; de ellas surge el amplio rango de potenciales en el cual la cinética del proceso es controlada por la transferencia de materia al electrodo. Por otro lado, la figura 30 muestra la gran reproducibilidad de los valores experimentales obtenidos; en esta figura se representan los valores de intensidad de corriente límite obtenidos para distintas velocidades de gas con el distribuidor D1/2-6, el electrodo L2 y la solución S1. Símbolos diferentes fueron utilizados para representar experiencias realizadas en distintos momentos del estudio experimental; experiencias que, en algunos casos, fueron realizadas con el objeto de verificar el correcto funcionamiento del sistema de medición.

En la figura 31 se dan los valores de corriente límite obtenidos cuando se incrementa el caudal de gas, conjuntamente con aquellos logrados al disminuir el caudal (distribuidor D1-8, solución S1, electrodo L2); de la figura surge que el procedimiento seguido para la variación del caudal gaseoso no afecta las medidas experimentales. También se realizaron experiencias en las que se trabajó con distintas alturas de líquido ($\pm 20\%$ de $h_0 = 60$ cm), no observándose efecto apreciable de esta variable.

Los distribuidores utilizados (D1, D1/2-6, D1-8 y DPG, fundamentalmente) permitieron cubrir tanto el régimen de flujo homogéneo como el de transición y el heterogéneo o turbulento al operar con electrolitos. A velocidades de gas menores que 0,5 cm/s se obtuvieron burbujas discretas que no interactuaban entre sí (régimen homogéneo) con todos los distribuidores utilizados. A velocidades mayores, el régimen

///

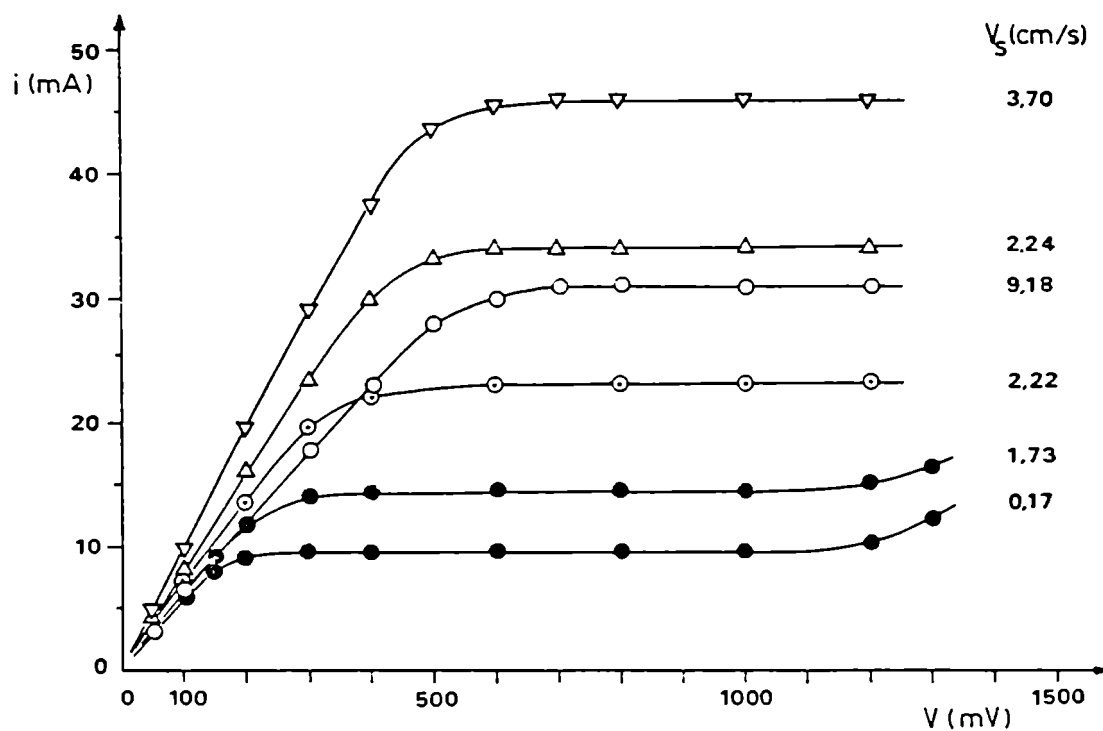


Figura 29a ∇ : D1/2-8, S1, Δ : D1/2-6, S2, \circ : D1/2-6, S6, \odot : D-PG, S6, \bullet : D1-8, S8. Electrodo L2.

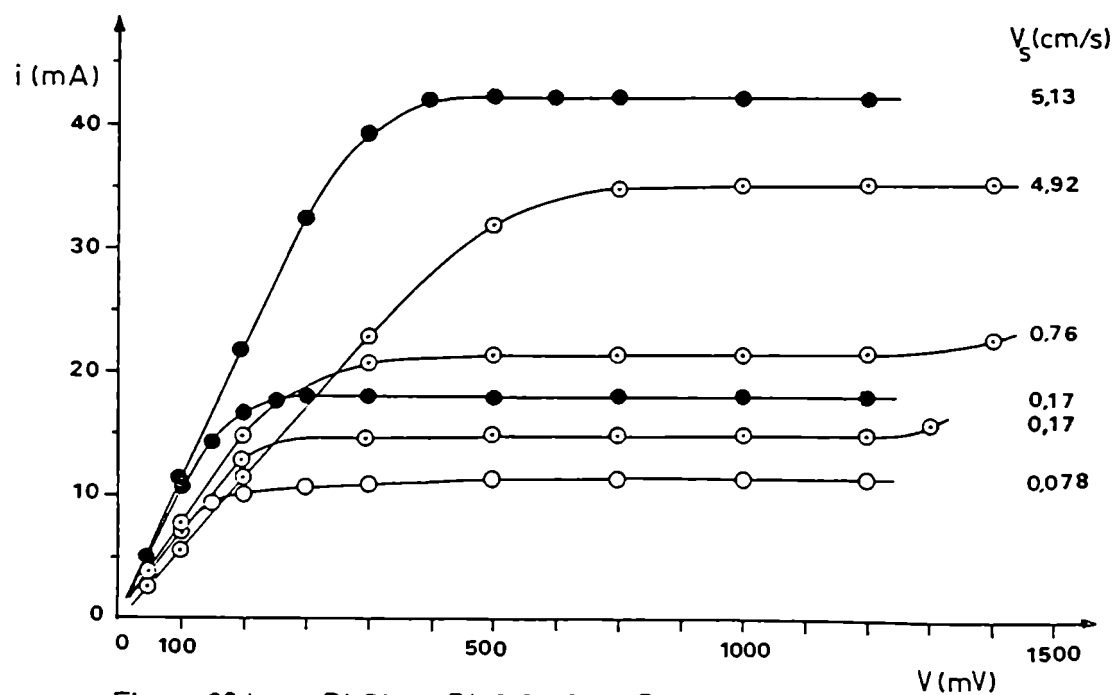


Figura 29 b \bullet : D1, S1, \odot : D1/2 6, S3, \circ : D1/2 6, S6. Electrodo L2.

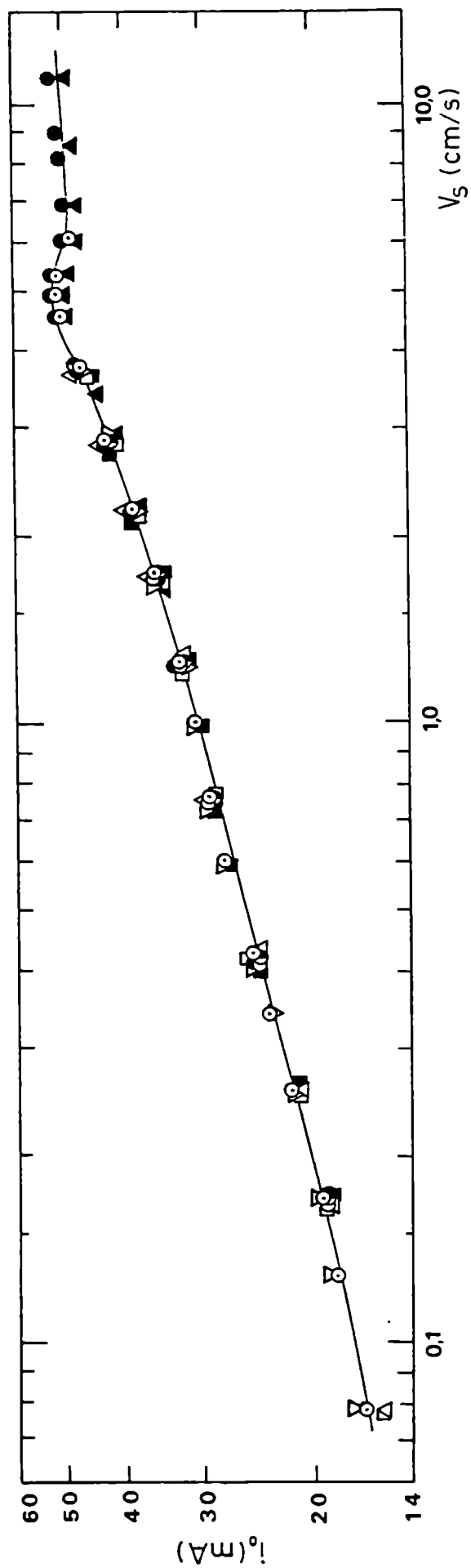


Figura 30

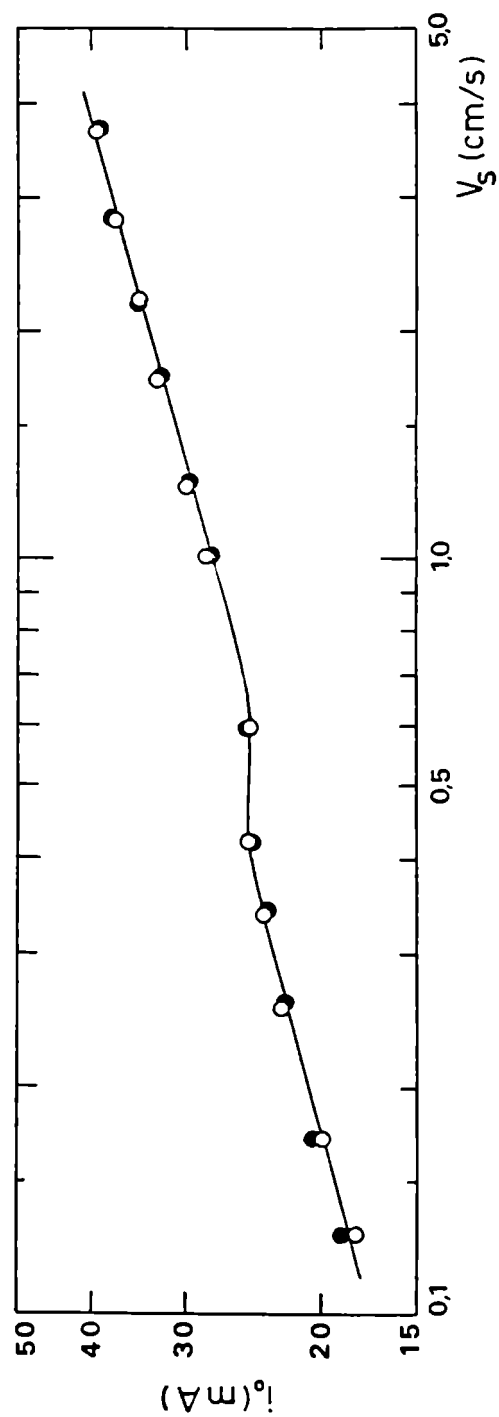


Figura 31

cambió gradualmente a heterogéneo con los distribuidores de un orificio o con orificios de 1 mm; en tanto que, para los de varios orificios de 0,5 mm y los distribuidores porosos, la transición ocurre a velocidades mayores que 5 cm/s.

Tanto para la solución S1 (electrolito soporte NaOH) como para las soluciones S2-8 (electrolito soporte $\text{Na}_2\text{CO}_3\text{-NaHCO}_3$, espesante CMC), los tipos de flujo observados con los distribuidores de orificios de 1 mm fueron análogos a los obtenidos con la solución acuosa de NaOH 0,5 M en el estudio fluidodinámico. La única diferencia remarcable es la generación de microburbujas a partir de menores velocidades de gas (p. ej., $V_g = 0,25$ cm/s para las soluciones S5 y S8). A velocidades mayores que 5 cm/s la columna se torna opalescente por la gran cantidad de microburbujas presentes y sólo se distinguen grandes bolsones de gas que ascienden rápidamente a través de la dispersión gas-líquido.

En la figura 32 se representan como ejemplo los tipos de flujo obtenidos con el distribuidor D1/2-6 al aumentar V_g ; no se observó efecto apreciable de la composición de la solución electrolítica sobre los mismos, coincidiendo además con los obtenidos durante el estudio fluidodinámico con NaOH 0,5 M y velocidades de hasta 4 cm/s. A velocidades mayores la estructura de la dispersión gas-líquido semeja un "lecho" de burbujas; conforme aumenta V_g las burbujas que se desplazan por la zona central interactúan formando grupos, aglomerados y bolsones (transición a régimen heterogéneo) y las que ascienden cerca de la pared siguen movimientos caóticos. A velocidades del orden de 7 cm/s grandes burbujones atraviesan la dispersión opalescente gas-líquido.

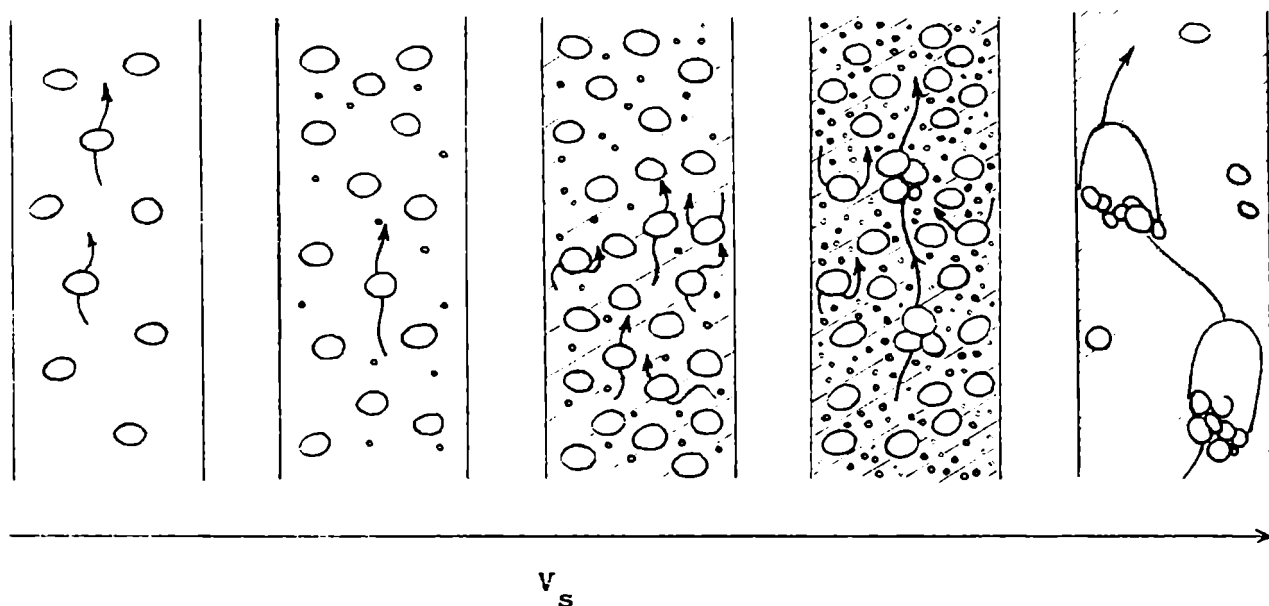


Figura 32

Con los distribuidores porosos los tipos de flujo observados fueron similares a los presentados en la figura 32; las burbujas generadas en los poros eran mucho más pequeñas que las producidas con el distribuidor D1/2-6, en tanto que el régimen de transición aparecía a velocidades algo mayores (6-7 cm/s).

En las figuras 33 y 34 se dan valores típicos de la fracción gaseosa obtenidos para distintos distribuidores y distintas soluciones; de estas figuras surge que las propiedades de las soluciones utilizadas no afectan la fracción gaseosa, salvo en el caso del distribuidor D1/2-6 con el cual se observaron diferencias en la zona de transición.

3.4.1. Influencia de la velocidad superficial del gas

La influencia de la velocidad del gas sobre la transferencia de materia líquido-pared fue estudiada intensivamente utilizando la solución S1, el electrodo L2 y los distribuidores de placas perforadas.

En la figura 35 se representan los valores experimentales del

///

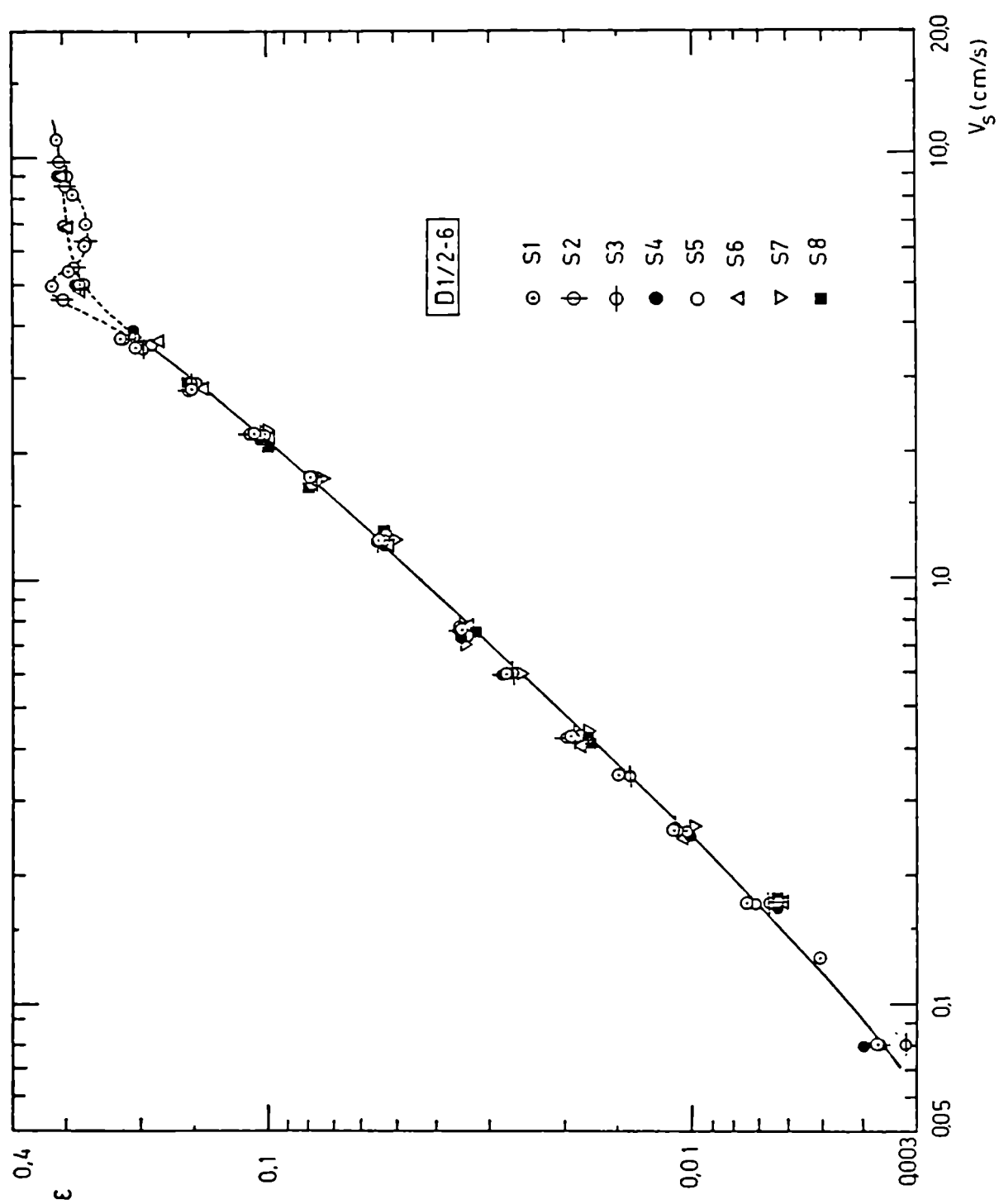


Figure 33

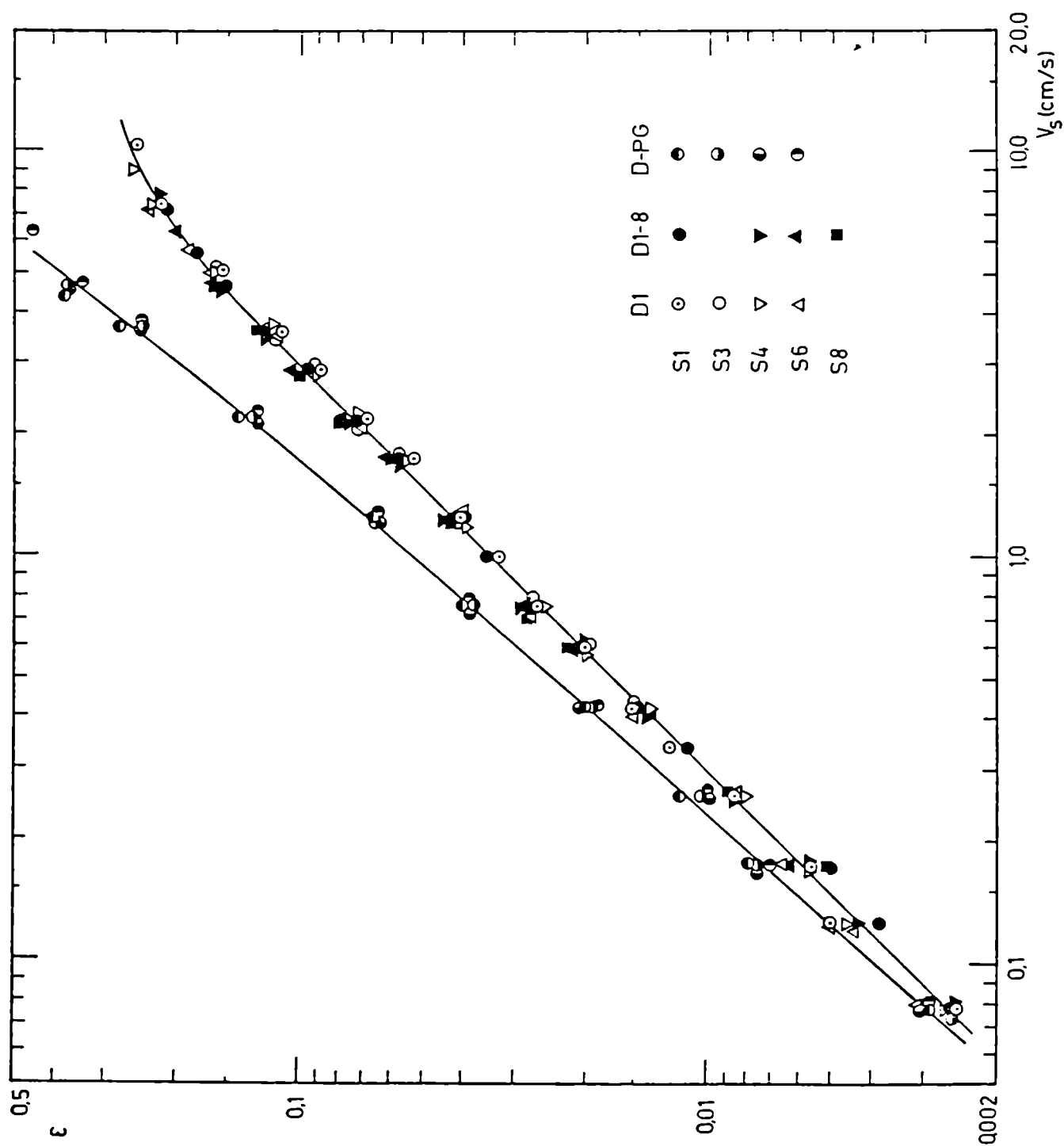


Figura 34

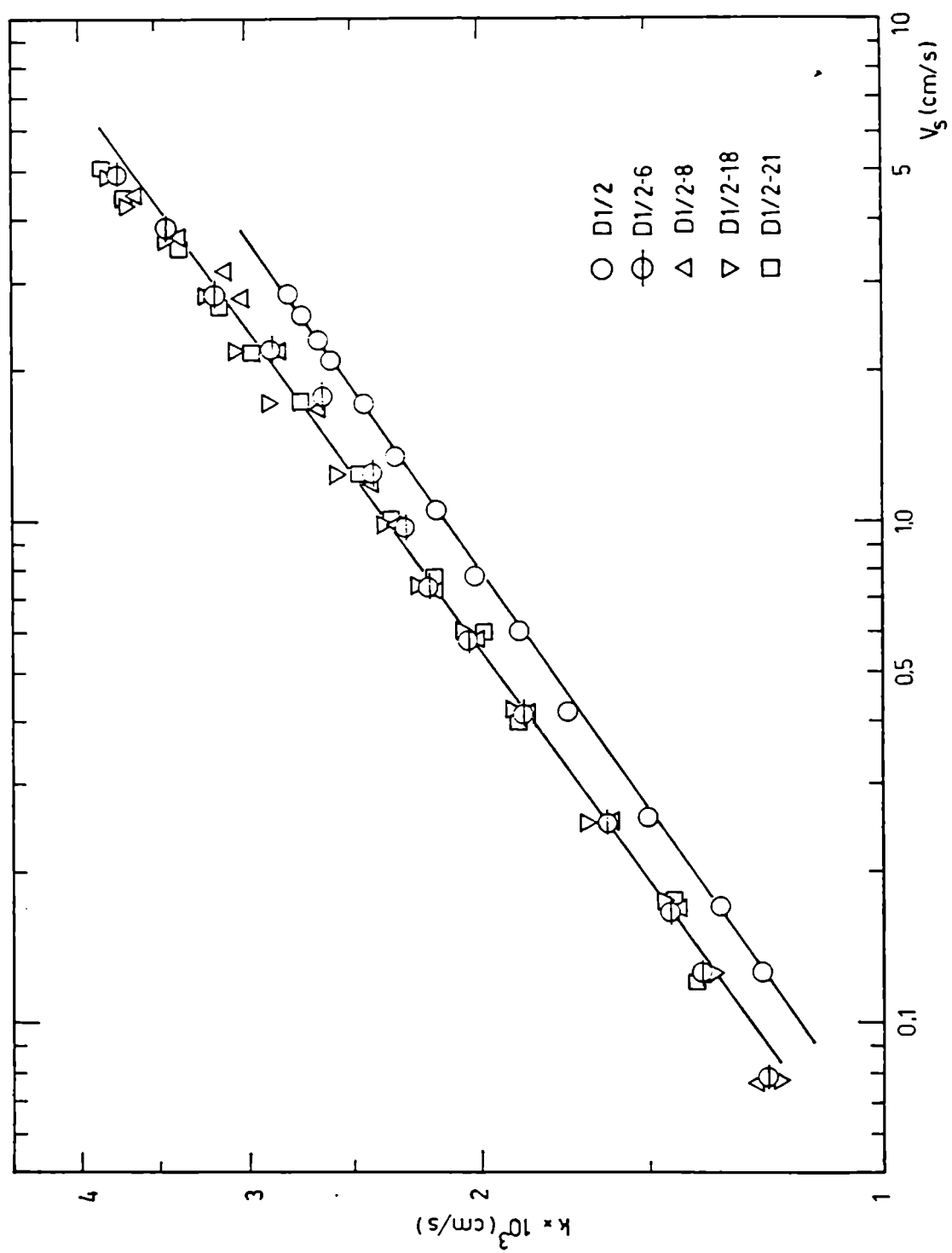


Figure 35

coeficiente de transferencia (k) en función de la velocidad superficial del gas para los distribuidores con orificios de 0,5 mm de diámetro. Se observa que con los distribuidores de varios orificios se obtienen mayores coeficientes que con el de orificio único. Para los distribuidores con orificios de 1 mm de diámetro (figura 36), este hecho sólo se observa a bajas velocidades de gas (menores que 0,5 cm/s); a velocidades mayores el número de orificios parece no influir.

En los rangos de velocidades presentados, la dependencia de los coeficientes de transferencia de materia con la velocidad del gas es de la forma:

$$k = a V_s^b \quad (12)$$

con k y V_s en cm/s. El método de cuadrados mínimos se utilizó para encontrar los valores numéricos de "a" y "b" de la ecuación 12; en la tabla 16 se dan los resultados obtenidos. Las líneas rectas de las figuras 35 y 36 fueron trazadas de acuerdo con estos valores.

Tabla 16

Distribuidor	Régimen de flujo	V_s (cm/s)	a	b
D1/2-6,-8,-18,-21	Homogéneo	0,07-5,0	$2,35 \times 10^{-3}$	0,275
D1/2	Heterogéneo*	0,12-2,9	$2,13 \times 10^{-3}$	0,265
D1	Heterogéneo*	0,07-7,5	$2,09 \times 10^{-3}$	0,259
D1-8,-17,-21	Heterogéneo	0,5 -7,3		

* Homogéneo hasta $V_s \approx 0,5$ cm/s

La observación visual del comportamiento de la fase gaseosa permitió explicar las diferencias encontradas a velocidades menores que 0,5 cm/s entre D1 y los distribuidores con varios orificios de 1mm de diámetro:

///

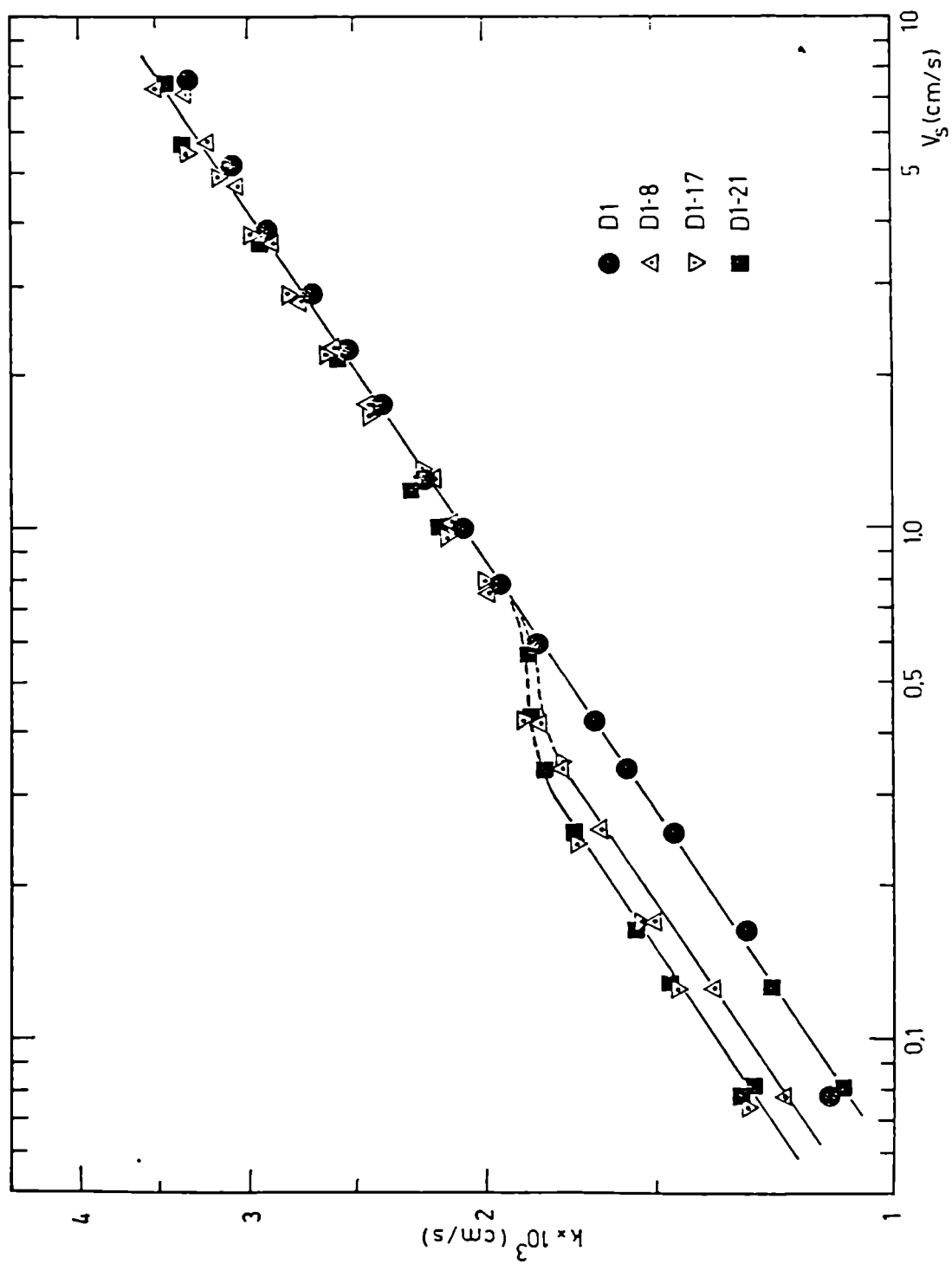


Figura 36

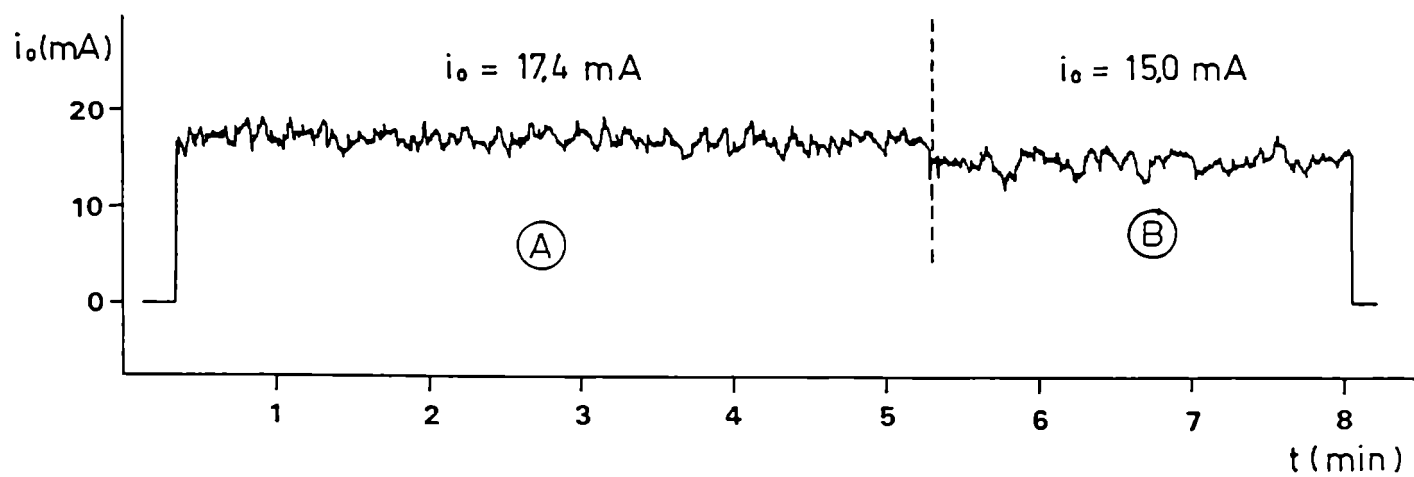
- El distribuidor D1 produce una cadena o corriente central de burbujas. El líquido cercano a la pared es poco agitado y la velocidad de transferencia de materia es baja.
- Los distribuidores con varios orificios de 1 mm presentan un solo orificio activo en este rango de velocidades. Cuando el orificio activo se encuentra en la zona central de la placa perforada, el comportamiento es el descrito en el caso anterior; de lo contrario se produce una corriente de burbujas que ascienden cerca de la pared favoreciendo la transferencia de materia. La figura 37 muestra registros de corriente obtenidos utilizando el distribuidor D1-21; en ellos puede observarse como disminuye (caso 1) o aumenta (caso 2) la corriente límite (y por ende el coeficiente de transferencia) cuando el orificio activo pasa a ser el central o uno periférico respectivamente.
- Al aumentar V_s por encima de 0,5 cm/s, el número de orificios activos va aumentando. Entonces, las burbujas forman una corriente central luego de su desprendimiento y todos los distribuidores se comportan como el de orificio único (figura 36).

Los distribuidores con orificios de 0,5 mm muestran dos o más orificios activos aún a bajas velocidades; debido a esto los fenómenos descritos anteriormente no fueron observados. Por otro lado, a velocidades mayores que 5 cm/s ocurre con estos distribuidores la transición de régimen homogéneo a heterogéneo; como surge de la figura 30 para el distribuidor D1/2-6, en tal circunstancia la velocidad del gas no afecta significativamente el coeficiente de transferencia de materia.

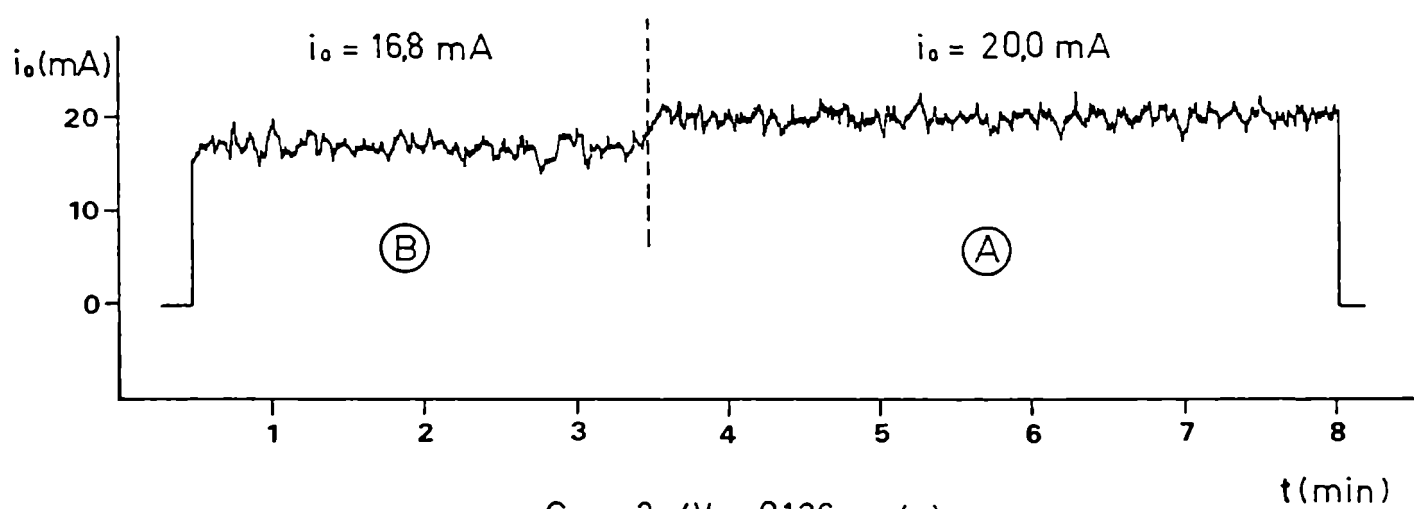
3.4.2. Influencia del distribuidor de gas y del régimen de flujo

Como surge de la tabla 16, el coeficiente de transferencia de materia depende no sólo de la velocidad del gas sino también del distribuidor de gas utilizado; obteniéndose, a igual V_s , mayor velocidad de transferencia si se utilizan distribuidores que originan régimen homogéneo en lugar de los que producen régimen heterogéneo.

///



Caso 1 ($V_S = 0,077 \text{ cm/s}$)



Caso 2 ($V_S = 0,126 \text{ cm/s}$)

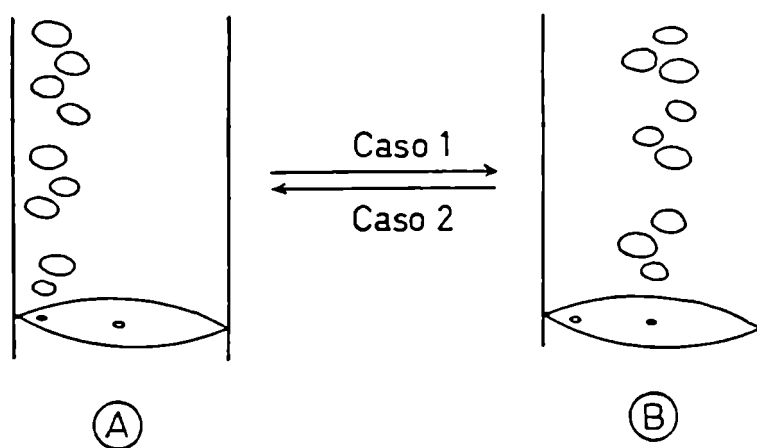


Figura 37

Los registros obtenidos para las distintas experiencias muestran que la corriente límite, y por lo tanto los coeficientes de transferencia líquido-pared fluctúan en torno a un valor medio. La importancia relativa de tales fluctuaciones y su evolución con el aumento del caudal gaseoso dependen del tipo de distribuidor utilizado. En las figuras 38 a-c se representan registros típicos obtenidos con el electrodo L2, la solución S2 y tres tipos distintos de distribuidores de gas.

La figura 38a corresponde al distribuidor D1; con éste se obtuvo régimen heterogéneo en prácticamente todo el rango de V_s estudiado. Los distribuidores que producen este tipo de comportamiento fluidodinámico originan fluctuaciones considerables en la corriente y su importancia respecto de la corriente medida no varía en forma significativa al aumentar el caudal gaseoso; así, la semiapertura máxima varía entre un 10 y 15% del valor medio registrado.

La figura 38b muestra el caso típico de un distribuidor (D1/2-6) con el cual el régimen de flujo es homogéneo en un amplio rango de velocidades. A bajas V_s , las fluctuaciones son del orden de 10 a 15% del valor medio de la corriente; pero al aumentar V_s y mientras persista el régimen homogéneo las fluctuaciones van disminuyendo (hasta un 4-5 %). La transición a régimen heterogéneo trae aparejado un aumento de la amplitud de las oscilaciones, aún cuando no se produzca un aumento de la corriente media.

La figura 38c representa el caso de un distribuidor poroso; para éstos las fluctuaciones son menores que las obtenidas en los casos anteriores y al aumentar V_s se reducen hasta un 1-2% de la corriente media; en este caso, igual que en el anterior, la transición a régimen heterogéneo origina un aumento de la amplitud de las oscilaciones.

3.4.3. Influencia de la fracción gaseosa

Como ya se mencionó, aquellos distribuidores que originan régimen de flujo homogéneo producen mayores coeficientes de transferencia de materia: a igual V_s , k es menor si existe régimen turbulento o heterogéneo. Lo mismo ocurre con la fracción gaseosa.

///

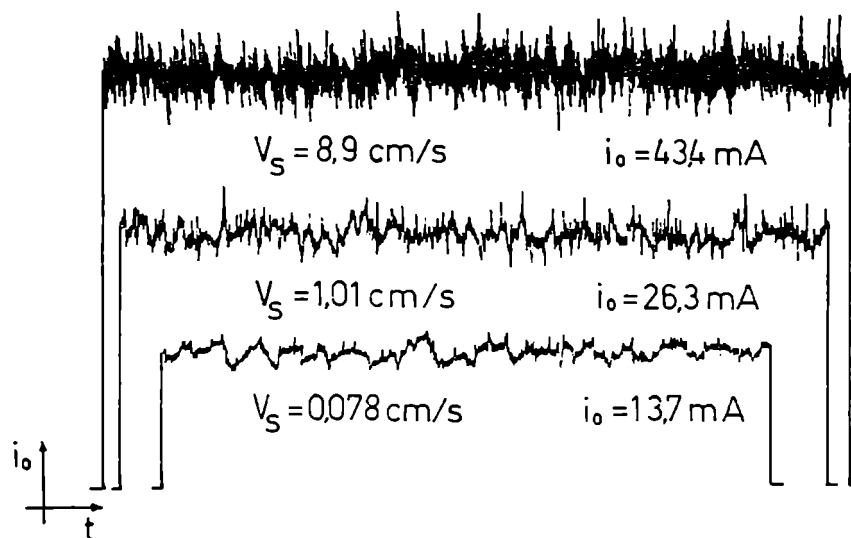


Figura 38a. (Distribuidor D1)

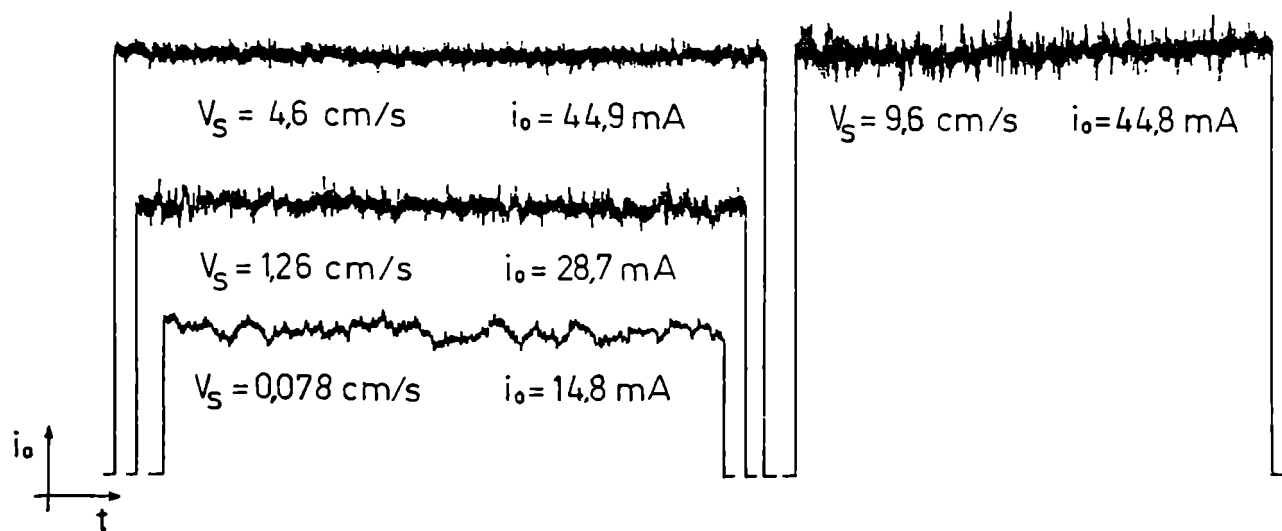


Figura 38b. (Distribuidor D1/2-6)

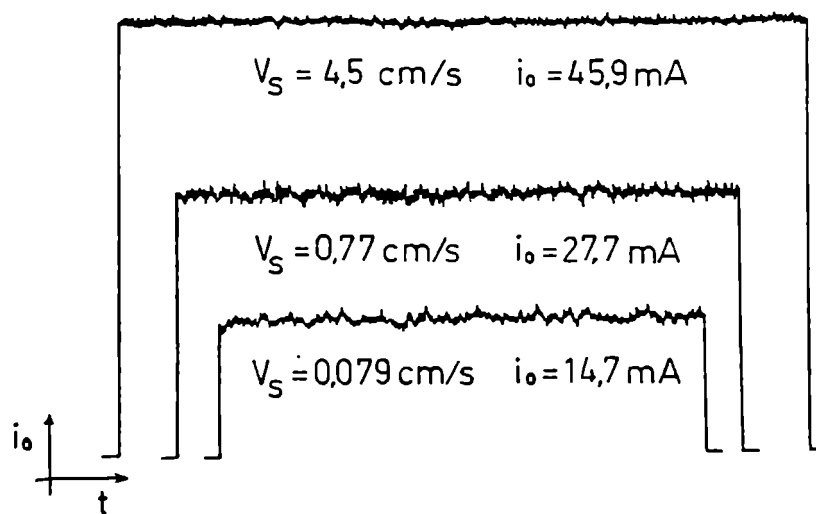


Figura 38c. (Distribuidor D-PG)

En la figura 39 se dan los valores de fracción gaseosa de la zona de electrodos, obtenidos durante las experiencias sobre transferencia de materia representadas en las figuras 35 y 36.

Del análisis conjunto de las figuras 35, 36 y 39 surge que tanto la fracción gaseosa como el coeficiente de transferencia de materia aumentan al aumentar la velocidad del gas y a igual velocidad una mayor fracción gaseosa se corresponde con un mayor coeficiente de transferencia de materia. En la figura 40 se observa además que una disminución de la fracción gaseosa (como la que ocurre utilizando el distribuidor D1/2-6, al producirse la transición de flujo) va acompañada de una disminución del coeficiente de transferencia.

Estos hechos demuestran que existe una relación directa entre el coeficiente de transferencia de materia y la fracción gaseosa, y sugieren la factibilidad de establecer una expresión que los vincule y que sea independiente del tipo de distribuidor de gas utilizado. Esta relación se muestra en la figura 41 donde los valores de k obtenidos con el electrodo L2 y la solución S1 se grafican vs. la fracción gaseosa de la zona de los electrodos.

Tratando todos los datos experimentales para velocidades de gas mayores que 0,5 cm/s, por el método de cuadrados mínimos se obtuvo la siguiente relación:

$$k(\text{cm/s}) = 4,93 \times 10^{-3} \varepsilon_e^{0,251} \quad (13)$$

con una desviación media de 1,9%.

Para velocidades menores que 0,5 cm/s la dispersión de los datos es mayor, principalmente para los obtenidos con los distribuidores de varios orificios de 1 mm de diámetro por los motivos ya expuestos en el punto 3.4.1.; pero en ningún caso las diferencias con respecto al valor predicho por la ecuación 13 superan el 15%.

///

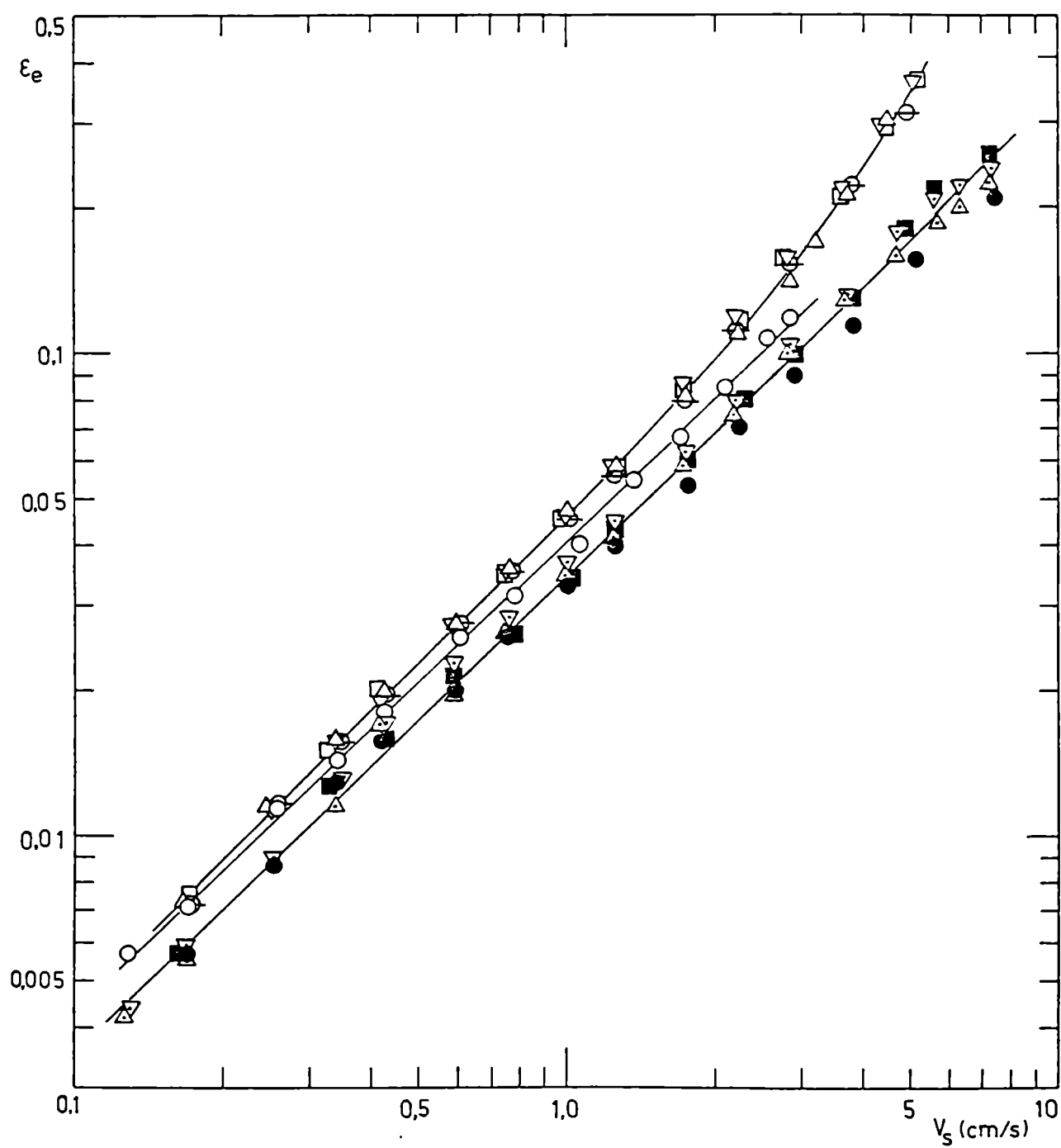


Figura 39

(Símbolos según Fig. 35 y 36)

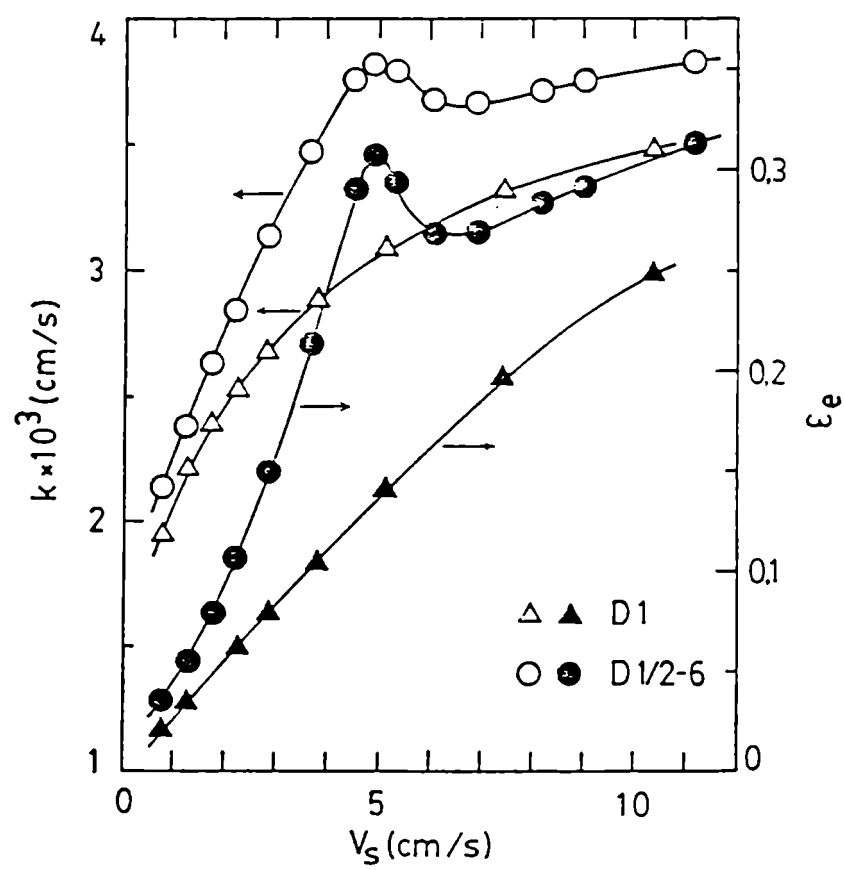


Figura 40

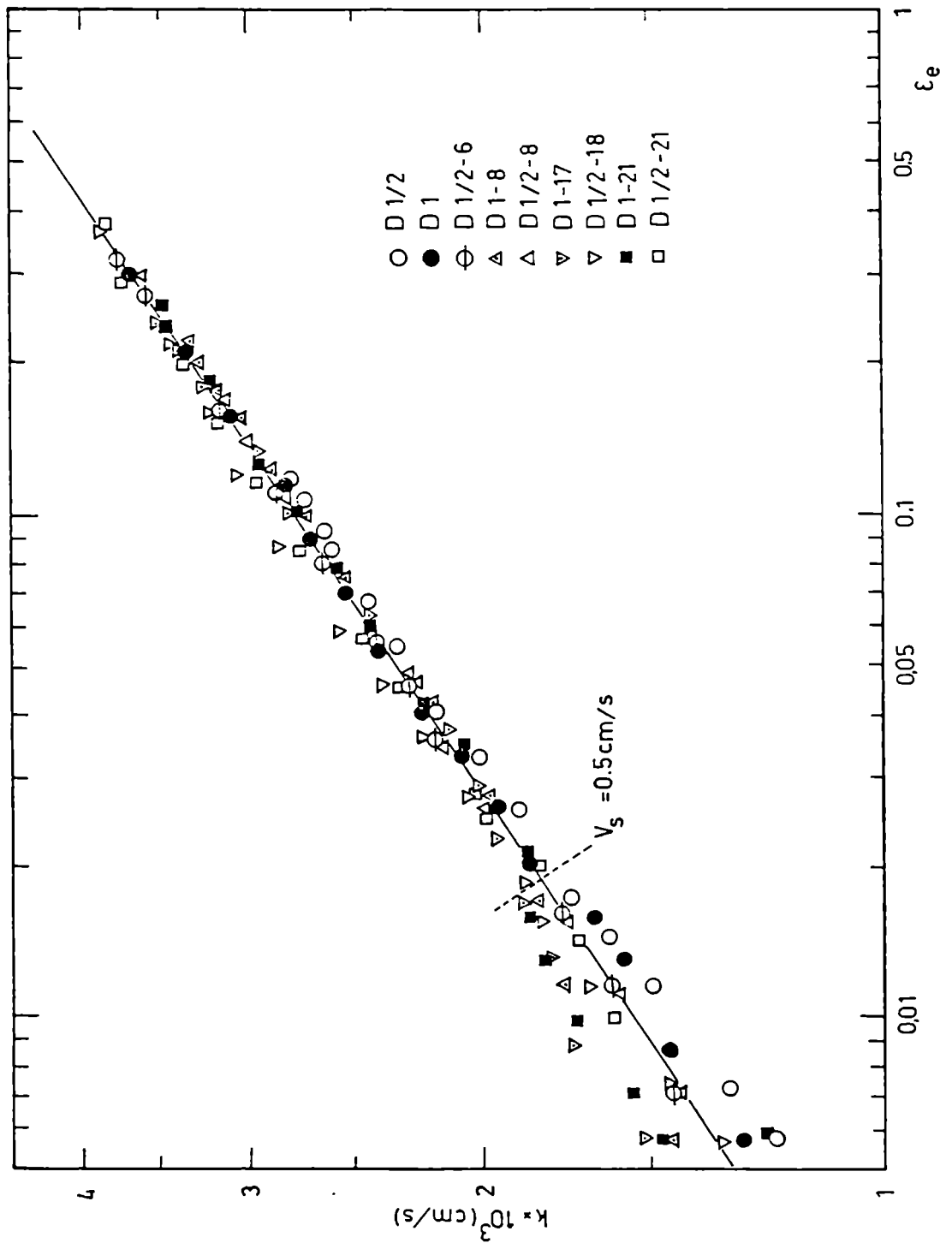


Figure 41

3.4.4. Influencia de las propiedades de la fase líquida

En la figura 42 se representan los coeficientes de transferencia obtenidos con el electrodo L2 para algunas de las soluciones utilizadas en función de la fracción gaseosa en la zona de transferencia (ξ); en ella se representa también la ecuación 13 obtenida para la solución S1. De la figura surge que la dependencia con la fracción gaseosa es de la forma $k(\text{cm/s}) = a \xi^b$ para todas las soluciones.

En la tabla 17 se dan los valores de "a" y "b" obtenidos por el método de cuadrados mínimos para cada una de las soluciones utilizadas:

Tabla 17

Solución	$a \times 10^3$	b
S1	4,9	0,25
S2	4,5	0,25
S3	3,5	0,24
S4	3,3	0,24
S5	3,1	0,24
S6	3,0	0,24
S7	2,4	0,24
S8	2,2	0,25

De la tabla anterior se desprende que las propiedades de la fase líquida presente afectan en forma significativa el valor del factor preexponencial "a", mientras que prácticamente no ejercen influencia sobre el exponente "b". Analizando la relación entre los valores del factor preexponencial "a" y las propiedades de las soluciones utilizadas se encontró que el factor tiende a aumentar al disminuir el producto entre la difusividad y la viscosidad cinemática.

Con el objeto de cuantificar la dependencia del coeficiente de transferencia con las propiedades de la fase líquida y la fracción ga-

///

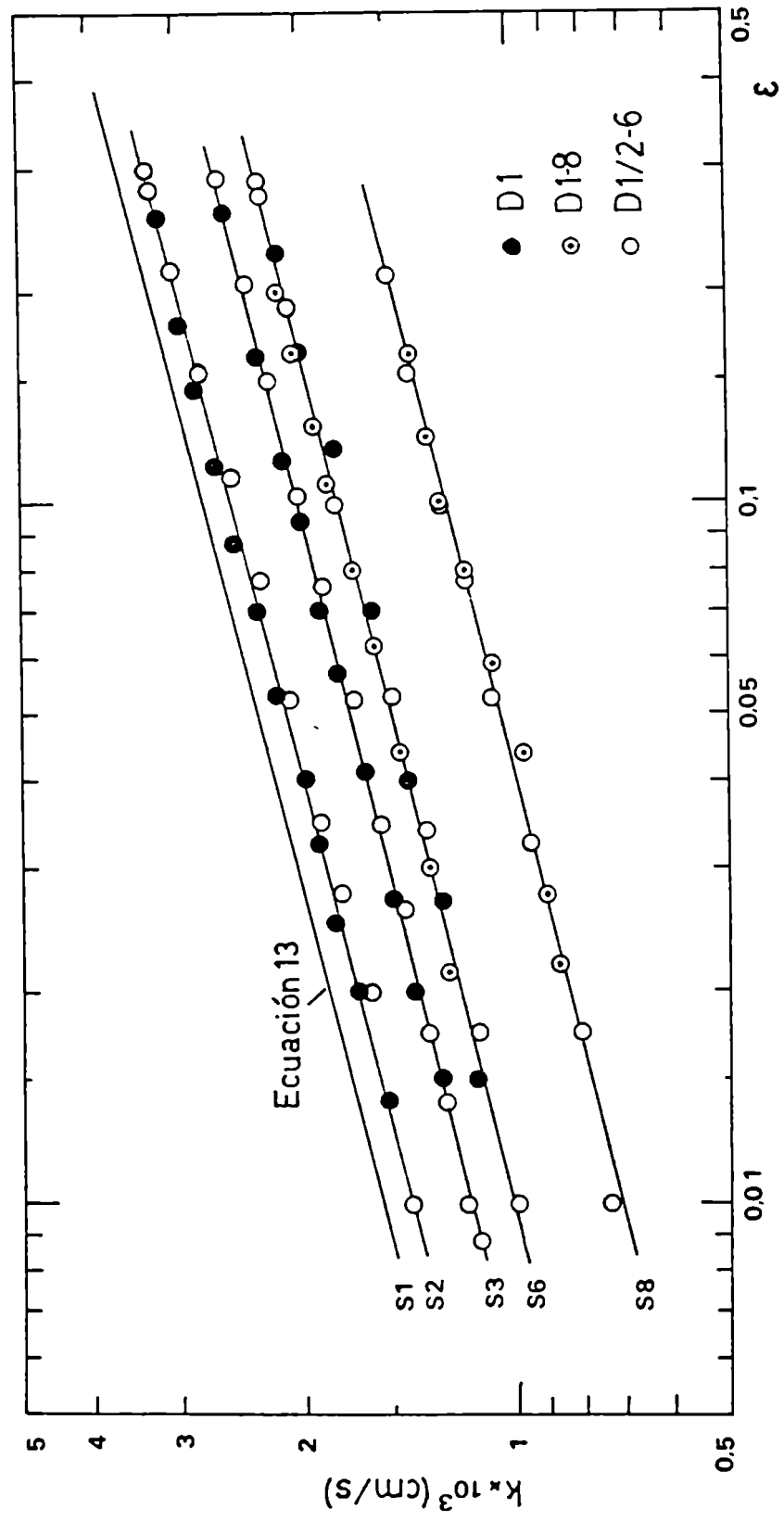


Figura 42

seosa, se propuso una correlación adimensional de la forma:

$$Sh = a' F^{\alpha}(\rho, \mu, D) \varepsilon^b \quad (14)$$

Por lo dicho anteriormente F debería ser una función de $(\rho/D\mu)$, la cual llevada a una forma adimensional conduce al producto $(ScGa) = g L^3 (\rho/D\mu)$.

En base a un análisis de los diversos modelos presentados en la literatura sobre la transferencia fluido-pared en columnas de burbujeo -y que se comentarán en el punto 3.7.- se propone el exponente $1/3$ para el producto $(ScGa)$; de modo que:

$$Sh = a' (ScGa)^{1/3} \varepsilon^b \quad (15)$$

En la figura 43 se representan, bajo la forma $Sh/(ScGa)^{1/3}$ vs. ε , los resultados obtenidos para el electrodo L2 con todas las soluciones ensayadas y algunos distribuidores elegidos como ejemplo. De la figura surge claramente que la dependencia propuesta es correcta, llegándose por medio del método de cuadrados mínimos a la siguiente relación:

$$Sh = 0,322 (ScGa)^{1/3} \varepsilon^{0,246} \quad (16)$$

con una desviación "standard" de 2,4%.

La ecuación 16 fue hallada utilizando todos los datos disponibles obtenidos con distribuidores tipo placa perforada a menos de aquellos para los que se comprobó la formación de una única cadena de burbujas cercana a la pared de la columna. Esto sólo ocurrió a bajas velocidades de gas (menores que 0,5 cm/s) principalmente con distribuidores de varios orificios de 1 mm y los valores obtenidos no superaron en más de un 15% a los predichos por la ecuación 16.

Los resultados obtenidos con placas perforadas también pueden ser extendidos a placas de vidrio sinterizado según lo demuestran expe-

///

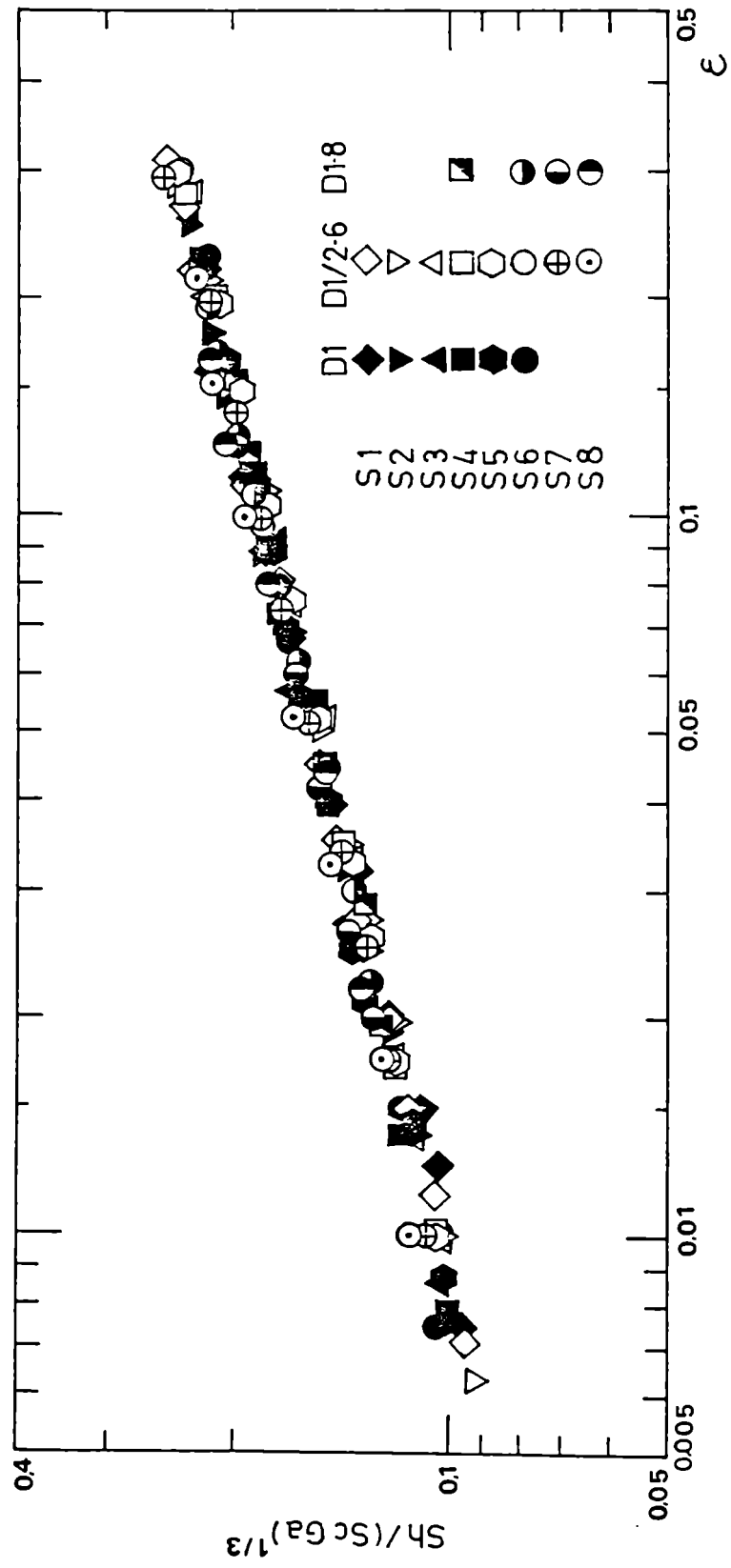


Figura 43

riencias realizadas con este tipo de distribuidores. La figura 44 muestra que la ecuación 16 es igualmente aplicable en el caso de distribuidores porosos en todo el rango de porosidades cubierto (0,0025-0,53).

3.4.5. Influencia de la longitud de transferencia

Con el objeto de estudiar la dependencia del coeficiente de transferencia de materia con la longitud de transferencia se utilizaron tres electrodos de trabajo de distinto largo: 5, 9 y 17,9 mm (L1, L2 y L3 respectivamente).

En la figura 45 se representan los resultados obtenidos con los electrodos de menor y mayor longitud; se observa que la dependencia con las propiedades de la fase líquida y con la fracción gaseosa son análogas a las obtenidas con el electrodo L2 (figura 43). En tanto que, como surge de la tabla 18, el coeficiente de transferencia de materia es mayor cuanto menor es la longitud de transferencia.

Tabla 18

Electrodo	L_e (mm)	Correlación *	Desviación
L1	5	$Sh = 0,363 (ScGa)^{1/3} \varepsilon^{0,245}$	2,1%
L2	9	$Sh = 0,322 (ScGa)^{1/3} \varepsilon^{0,246}$	2,4%
L3	17,9	$Sh = 0,287 (ScGa)^{1/3} \varepsilon^{0,248}$	2,4%

* obtenidas por el método de cuadrados mínimos.

Estos resultados pueden explicarse suponiendo la existencia de una capa límite de transferencia de materia.

En las columnas de burbujeo sin circulación neta de líquido, éste asciende en la zona central de la columna y desciende en la zona cercana a la pared; puede esperarse entonces que se desarrolle un "perfil" de concentraciones sobre el electrodo que evolucione según el es-

///

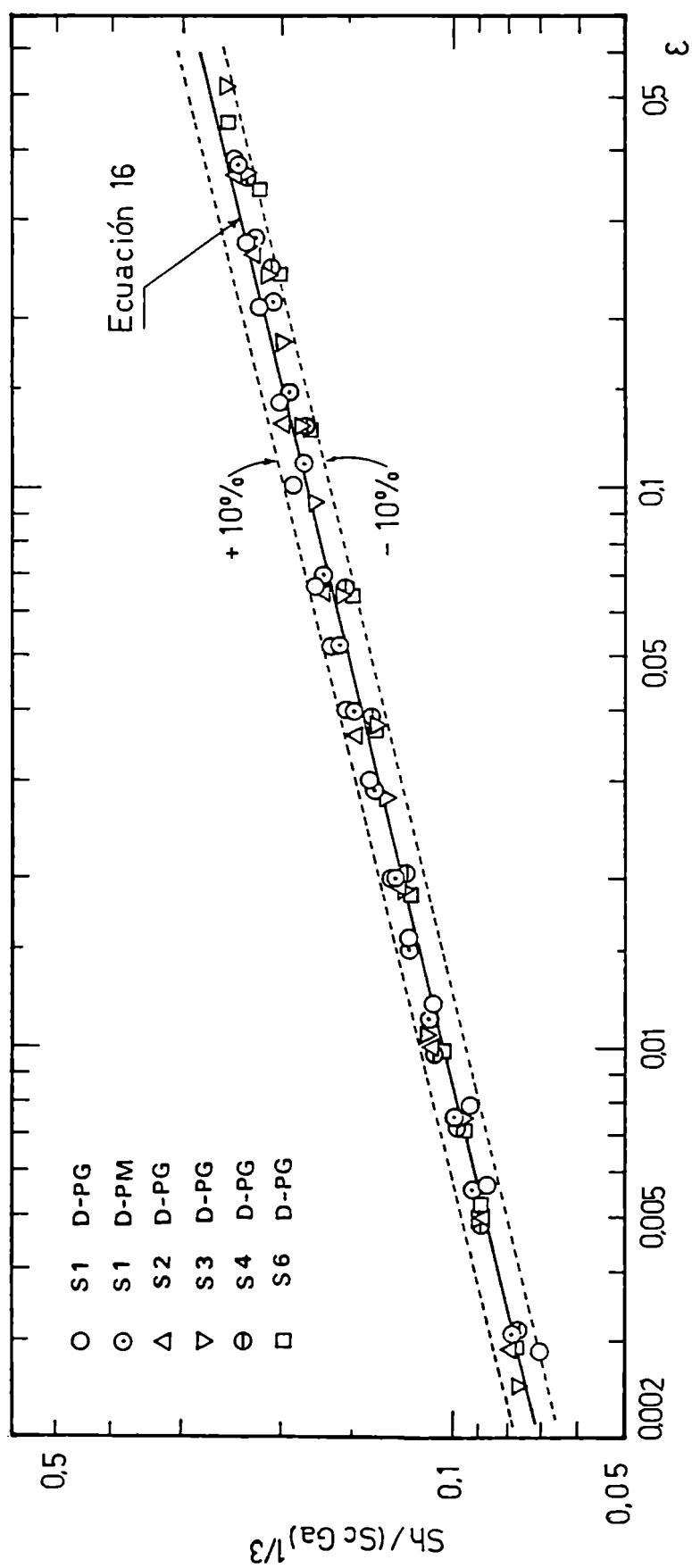


Figura 44

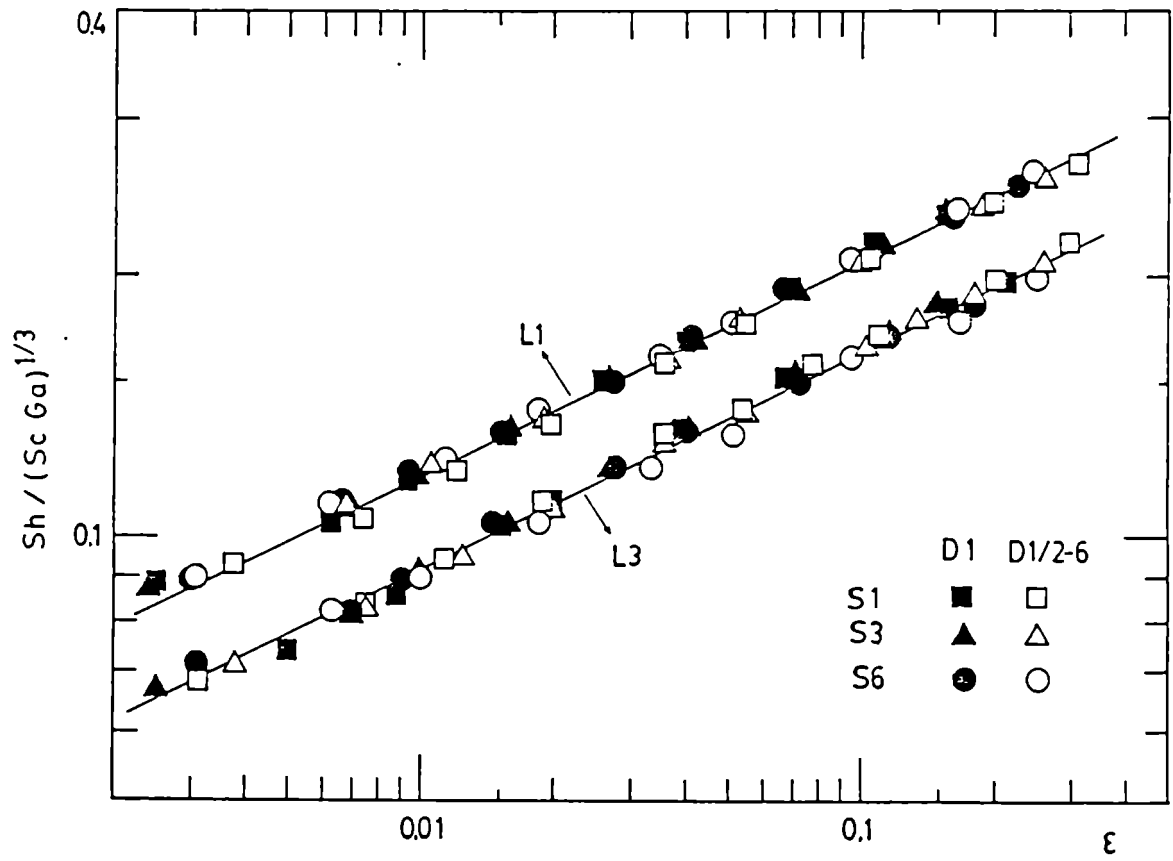


Figura 45

quema mostrado en la figura 46:

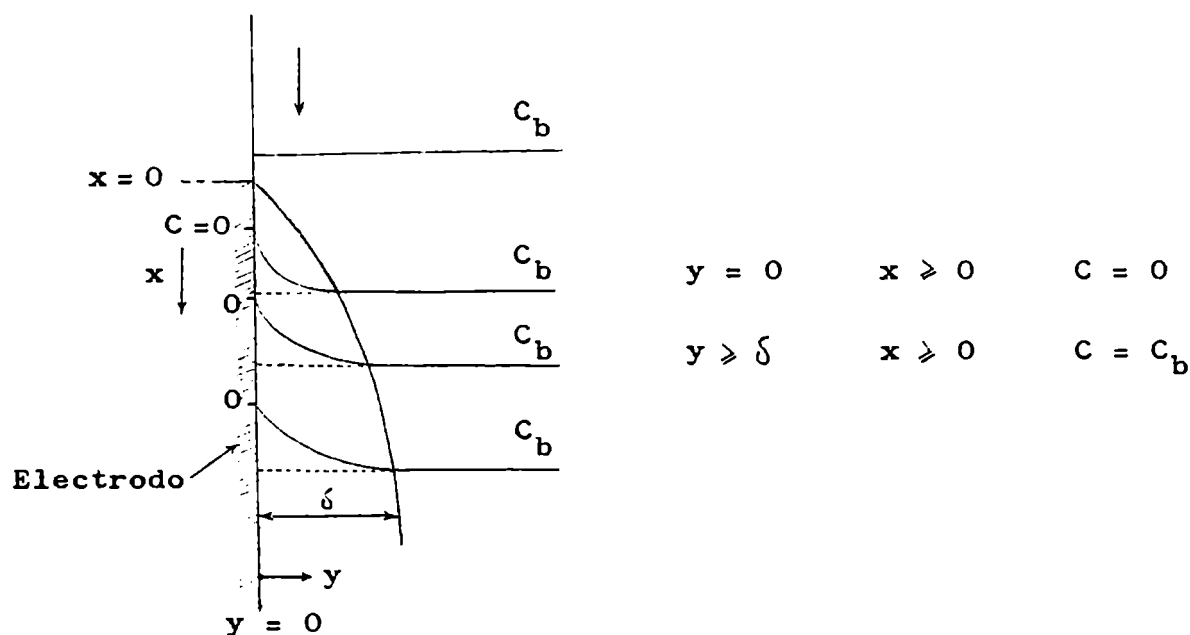


Figura 46

Se puede definir entonces un coeficiente de transferencia de materia local " $k_{(x)}$ " y un coeficiente medio " k_L ", tal que:

$$k_L = \frac{\int_0^{L_e} k_{(x)} dx}{L_e} \quad (17)$$

A partir de los datos experimentales se obtuvieron valores aproximados de $k_{(x)}$ según las siguientes expresiones:

$$k_{\left(\frac{L_3+L_2}{2}\right)} \approx \frac{i_o(L_3) - i_o(L_2)}{z F C_b \pi D_c (L_3 - L_2)} \quad (18a)$$

$$k_{\left(\frac{L_2+L_1}{2}\right)} \approx \frac{i_o(L_2) - i_o(L_1)}{z F C_b \pi D_c (L_2 - L_1)} \quad (18b)$$

///

$$k_{\left(\frac{L_1}{2}\right)} \cong k_{L_1} \quad (18c)$$

donde, L_1 , L_2 y L_3 son las longitudes de los electrodos L_1 , L_2 y L_3 respectivamente.

En las figuras 47 a-c se dan valores de $k_{(x)}$ calculados según las ecuaciones 18 a-c. De las mismas surge que al aumentar "x", $k_{(x)}$ tiende a un valor constante (k_{∞}) y que el mismo, con buena aproximación, puede ser tomado como:

$$k_{\infty} \cong k_{\left(\frac{L_3+L_2}{2}\right)} \quad (19)$$

Desde el punto de vista de la teoría de la capa límite esto significa que la capa va creciendo conforme aumenta la longitud del electrodo hasta que esta alcanza un cierto valor ($\sim 1,5$ cm); por encima del mismo, el espesor de la capa límite (δ) se hace prácticamente constante (δ_c) debido al intenso mezclado producido por los torbellinos. Cuanto mayor es el espesor de la capa límite, menor es el coeficiente local de transferencia ($k \approx D/\delta$); cuando δ tiende a δ_c , el coeficiente local $k_{(x)}$ se hace prácticamente constante ($k_{(x)} \rightarrow k_{\infty}$).

De esto se deduce que para grandes longitudes de transferencia ($L \gg 1,5$ cm) no habrá efecto significativo de la longitud sobre el coeficiente de transferencia medio ($k_L \rightarrow k_{\infty}$); en tanto que para pequeñas longitudes, estas afectarán la velocidad de transferencia: k_L disminuirá al aumentar la longitud; este último es el caso del presente estudio

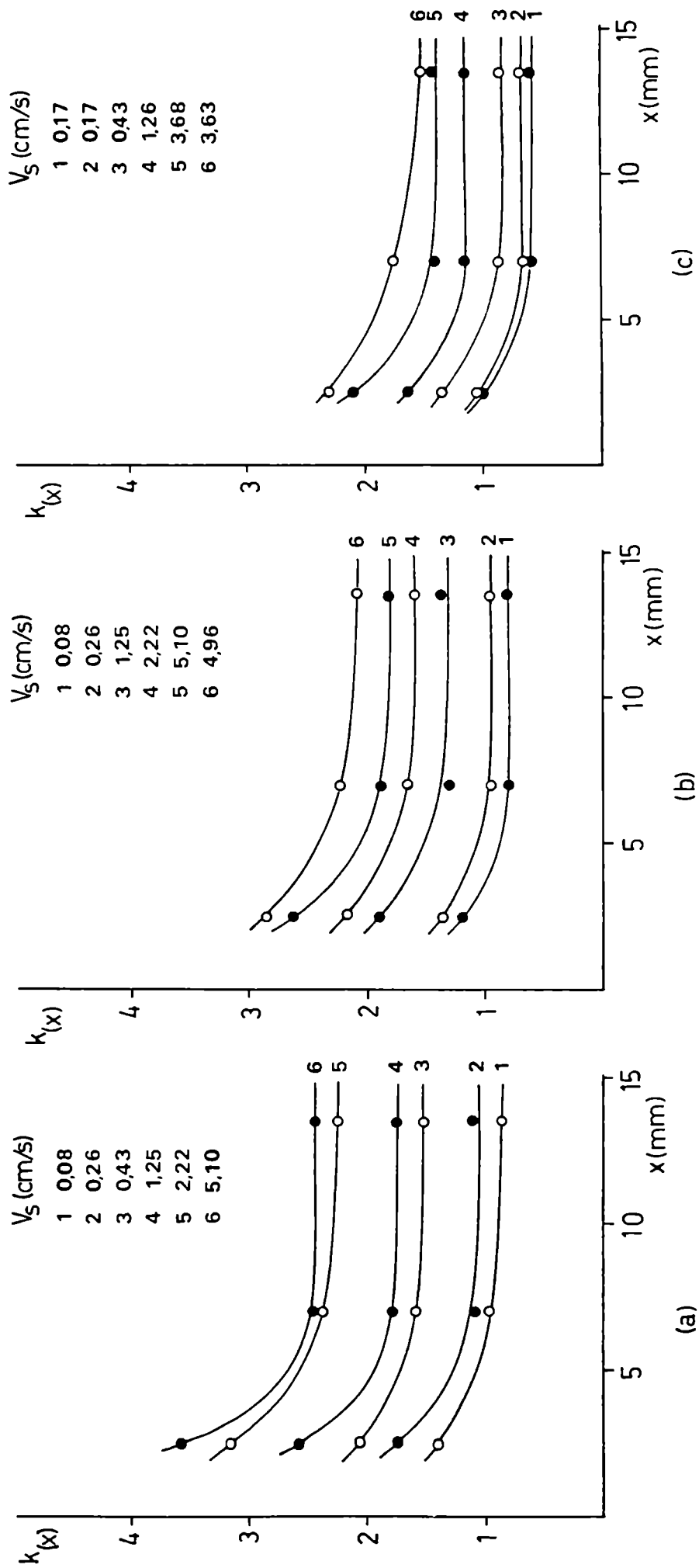


Figura 47: ● D1, ○ D1/2-6, (a) S1, (b) S3, (c) S6, $[k_{(x)}] \cdot 10^{-3}$ cm/s.

3.5. Correlación de los resultados

3.5.1. Correlación para pequeñas longitudes de transferencia

Con el objeto de encontrar una correlación general que permita predecir el coeficiente de transferencia de materia y para tomar en cuenta el efecto de la longitud de transferencia mostrado en el punto 3.4.5. se introdujo el grupo adimensional (L/D_c) , como es usual en este tipo de correlaciones.

Se utilizó un programa de regresión no lineal múltiple y como función de prueba:

$$Sh = a (L/D_c)^b (ScGa)^c \epsilon^d \quad (20)$$

De acuerdo con lo encontrado al estudiar la influencia de las propiedades de la fase líquida, se fijó el exponente "c" en 1/3; así se obtuvo la siguiente correlación:

$$Sh = 0,231 (L/D_c)^{-0,194} (ScGa)^{1/3} \epsilon^{0,246} \quad (21)$$

con una desviación "standard" de 2,7%.

Los valores experimentales utilizados para obtener los parámetros de la ecuación 21 cubren los siguientes rangos de variables:

$$\begin{aligned} 0,1 &\leq L/D_c \leq 0,36 \\ 6,8 \times 10^8 &\leq ScGa \leq 8,8 \times 10^{10} \\ 0,0025 &\leq \epsilon \leq 0,5 \end{aligned}$$

3.5.2. Correlación para transferencia de materia completamente desarrollada

Las ecuaciones 18a y 19 fueron utilizadas para estimar los valores del coeficiente de transferencia de materia para transferencia com-

///

pletamente desarrollada (k_{∞}); obteniéndose por el método de cuadrados mínimos la siguiente correlación adimensional para $\varepsilon \geq 0,0025$:

$$Sh_{\infty}/(ScGa)^{1/3} = (0,256 \pm 0,005) \varepsilon^{0,254 \pm 0,005} \quad (22)$$

con una desviación de 5,0%.

En la figura 48 se representan los valores de $Sh_{\infty}/(ScGa)^{1/3}$ vs. ε , conjuntamente con la ecuación 22.

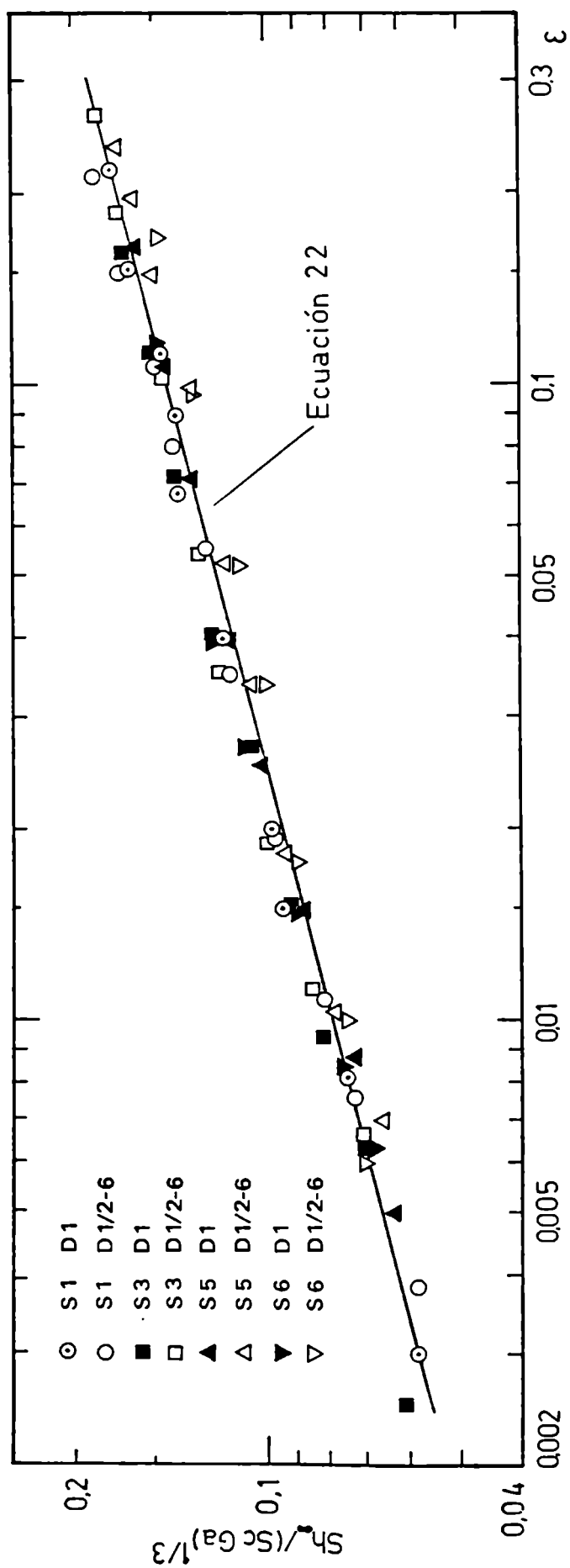


Figura 48

3.6. Comparación con otros autores

Debido a la importancia de las columnas de burbujeo como equipos apropiados para la realización de procesos en los que es indispensable un ajustado control de la temperatura, numerosos autores (9, 48, 85-102) han estudiado la transferencia de calor en estos sistemas. En base a la analogía entre transferencia de calor y materia en sistemas similares, se compararán los resultados del presente estudio con los obtenidos en el tema análogo de la transferencia de calor fluido-pared en columnas de burbujeo.

Sekoguchi y col. (85) estudiaron experimentalmente la influencia de la distribución radial de burbujas (corriente principal de burbujas a lo largo del eje de la columna o cercana a la pared) sobre la transferencia de calor. Encontraron, como en el presente trabajo (punto 3.4.1.) que la velocidad de transferencia era mayor cuando las corrientes de burbujas se localizaban cerca de la pared de la columna. Este hecho también fue observado por Ruckenstein y Smigelschi (48) en una columna de sección rectangular y por Sato y col. (86) para un sistema con flujo neto de líquido.

Muchos investigadores han obtenido correlaciones empíricas para la predicción de coeficientes de transferencia de calor en columnas de burbujeo. Estas correlaciones responden, por lo general, a la siguiente forma:

$$S_t = a (Re Fr Pr^b)^c \quad (23)$$

con: "a" entre 0,1 y 0,136
 "b" entre 1,94 y 2,5
 "c" entre -0,22 y -0,27

Una recopilación de estas correlaciones fue realizada por Deckwer (87).

///

Con el fin de comparar los resultados del presente trabajo con los estudios sobre transferencia de calor, los datos experimentales fueron procesados por medio de un programa de regresión no lineal múltiple, obteniéndose la siguiente correlación a tres parámetros:

$$S_t = 0,123 (\text{Re Fr Sc}^{2,6})^{-0,25} \quad (24)$$

con una desviación "standard" de 5,4%. En tanto que, fijando el exponente del número de Schmidt en 2,5, la correlación obtenida fue:

$$S_t = 0,100 (\text{Re Fr Sc}^{2,5})^{-0,25} \quad (25)$$

con una desviación "standard" de 5,6%.

Para obtener las ecuaciones 24 y 25 se utilizaron los valores de k_{∞} calculados según lo descripto en el punto 3.4.5..

En la figura 49 se compara la ecuación 25 con correlaciones similares presentadas para el caso de la transferencia de calor. En la misma figura se han representado también datos experimentales de transferencia de materia obtenidos por Ibl y col. (63) en una celda electro-lítica de sección rectangular agitada por burbujas, llevados a la forma S_t vs. $(\text{Re Fr Sc}^{2,5})$.

De la figura surge que hay una gran coincidencia entre los datos de transferencia de materia y que las mayores desviaciones entre las distintas correlaciones ocurren a altos valores de $\text{Re Fr Sc}^{2,5}$ - $\text{Re Fr Pr}^{2,5}$; es posible que estas desviaciones se deban en parte a los errores involucrados en la estimación de las propiedades de la fase líquida en los estudios sobre transferencia de calor (87).

Cabe aclarar que representaciones como las dadas por las ecuaciones 23-25 no toman en cuenta el efecto del distribuidor sobre el coeficiente de transferencia. Si bien es cierto que la velocidad superficial del gas y las propiedades de la fase líquida determinan en alto

///

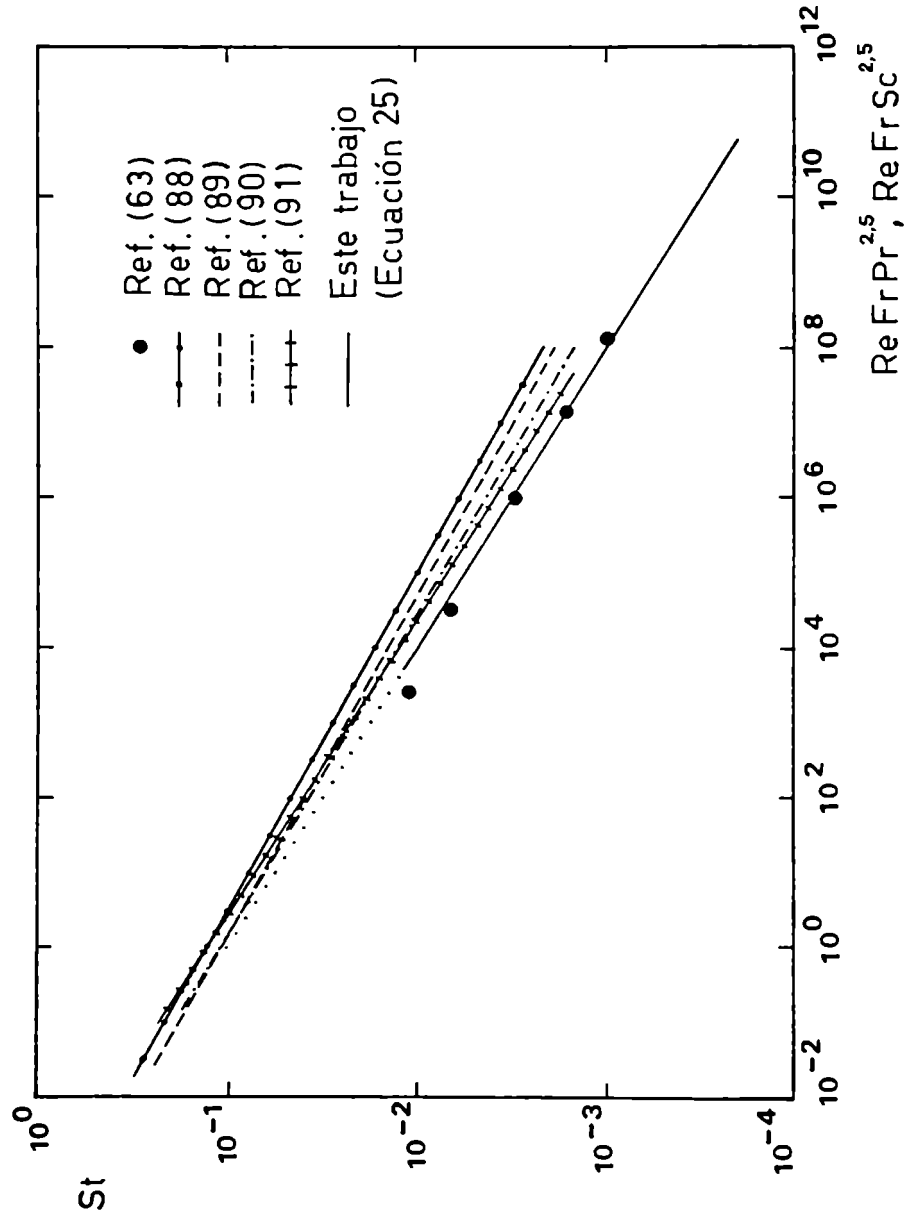


Figura 49

grado la magnitud del coeficiente, en el presente trabajo se ha demostrado que también el distribuidor afecta el valor del mismo y que una transición abrupta en el régimen de flujo (de homogéneo a heterogéneo) puede ir acompañada por una disminución del coeficiente de transferencia, contrariamente a lo esperado si se considera (de acuerdo con ecuaciones anteriores) que el coeficiente aumenta monótonamente con la velocidad superficial del gas.

Ibl y col. (63) encontraron, como ya se mencionó (punto 3.1.), que tanto el distribuidor como la velocidad superficial del gas afectan la velocidad de transferencia de materia en celdas electrolíticas agitadas por gases; sin embargo, no encontraron una forma de cuantificar el efecto combinado de ambos. Por otro lado, de sus resultados experimentales surge que la velocidad de transferencia para la zona cercana a la base de la celda era menor que para distancias más alejadas del distribuidor.

Estos hechos pueden explicarse en base a los resultados del presente trabajo: la velocidad de transferencia de materia es función de la fracción gaseosa, independientemente del tipo de distribuidor y de la velocidad superficial del gas; por lo general, la fracción gaseosa es menor en la zona cercana al distribuidor y por lo tanto la velocidad de transferencia de materia también será menor en dicha zona.

Sigrist y col. (49) estudiaron la transferencia de materia en celdas electrolíticas con agitación por gases y circulación de electrolito. En coincidencia con lo expresado en el párrafo anterior, encontraron que para una dada fracción gaseosa el coeficiente de transferencia era independiente de las velocidades superficiales de las fases. En base a consideraciones teóricas correlacionaron sus datos en la forma: $Sh = f(Sc, Ar^*)$, donde Ar^* es el número de Arquímedes modificado:

$$Ar^* = \frac{1^3 g \epsilon}{\gamma^2 (1 - \epsilon)} \quad (26)$$

Los datos experimentales obtenidos por estos autores cumplieron

///

con la siguiente correlación:

$$Sh = 0,19(Sc Ar^*)^{1/3} \quad (27)$$

que puede escribirse como:

$$Sh = 0,19 (Sc Ga)^{1/3} \left(\frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} \right)^{1/3} \quad (28)$$

Sin embargo, dado que no variaron las propiedades del electrolito utilizado, la dependencia con las propiedades de la fase líquida no fue comprobada. El presente estudio (ecuaciones 16, 21 y 22) permite concluir que la dependencia propuesta es correcta.

En cuanto a la dependencia con la fracción gaseosa, la diferencia respecto a la obtenida en el presente estudio podría atribuirse a que Sigríst y col. utilizaron una geometría de celda muy diferente. El gas era introducido a través del contraelectrodo, el cual estaba enfrentado al electrodo de trabajo en la celda rectangular utilizada; la distancia entre ambos electrodos se varió entre 1 y 4 cm.

Analizando los resultados obtenidos por Sigríst y col. para cada una de las distancias interelectródicas (d_e) ensayadas, se encuentra una dependencia del coeficiente de transferencia con la fracción gaseosa de la forma:

$$k = a \varepsilon^b \quad (29)$$

donde tanto el factor exponencial como el exponente varían con d_e : ambos aumentan al disminuir la distancia.

Procesando por el método de cuadrados mínimos los datos experimentales obtenidos por Sigríst y col. para $d_e = 4$ cm (con esta distancia se tiene la configuración de celda con radio hidráulico más cercano al del presente estudio), se obtuvo la siguiente relación:

$$Sh = 0,205(ScGa)^{1/3} \varepsilon^{0,317} \quad (30)$$

///

la cual es comparable con la expresión obtenida para Sh_{∞} dada en el punto 3.5.2. (ecuación 22).

El efecto de la fracción gaseosa sobre la velocidad de transferencia fue observado también en algunos estudios sobre transferencia de calor en sistemas gas-líquido.

Ruckenstein y Smigelschi (48), Zuber (92) y Konsetov (93), planteando modelos teóricos para la transferencia de calor en estos sistemas reconocieron la influencia de la fracción gaseosa y llegaron a correlaciones que pueden expresarse de la siguiente forma:

$$Nu/(PrGa)^{1/3} = \text{cte. } \xi^{1/3} \quad (31)$$

Estas expresiones se representan en la figura 50 conjuntamente con las ecuaciones 22 y 30.

Baker y col. (94) y Lewis y col. (95) estudiando la transferencia de calor a superficies cilíndricas sumergidas en columnas de burbujeo observaron que tanto h_c como \hat{C} mostraban una tendencia similar con la velocidad superficial del gas: primero aumentan en forma pronunciada y luego lo hacen en menor grado. En base a esta coincidencia los primeros pensaron que la turbulencia sobre la superficie de intercambio dependería en alto grado del contenido de gas en la columna; sin embargo correlacionaron sus datos en base a la velocidad del gas. A partir de los datos de Lewis y col. se encuentra una dependencia del coeficiente de transferencia con la fracción gaseosa de la forma:

$$h_c \propto \xi^{0,30} \quad (32)$$

En tanto que, de acuerdo con los autores, la dependencia con la velocidad del gas era:

$$h_c \propto v_s^{0,172} \quad (33)$$

///

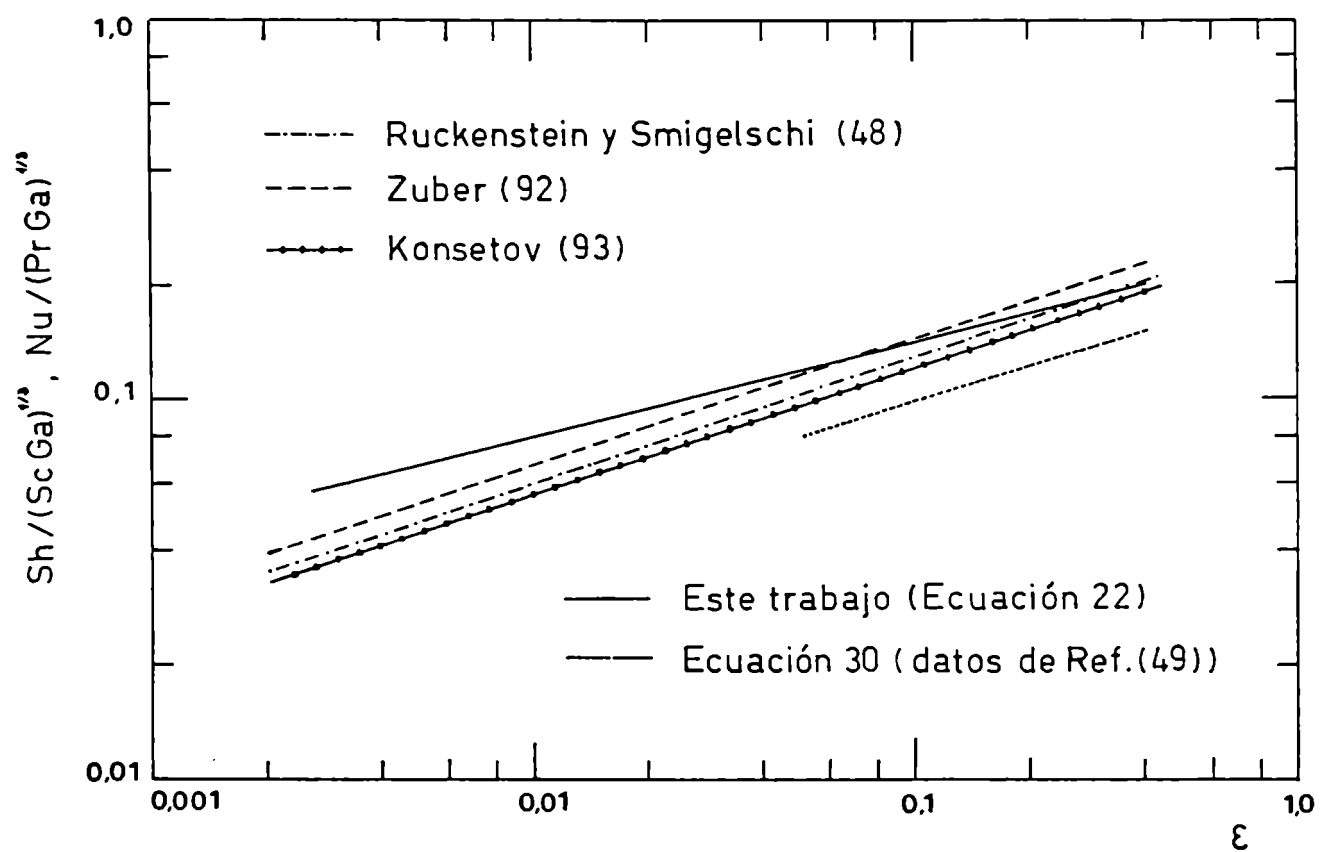


Figura 50

Hikita y col. determinaron fracciones gaseosas (30) y coeficientes de transferencia de calor líquido-pared (96) en columnas de burbujeo y obtuvieron las siguientes relaciones:

$$h_c \propto v_s^{0,149} \epsilon^{-0,073} \quad (34)$$

$$\epsilon \propto v_s^{0,578} \epsilon^{-0,185} \quad (35)$$

De ambas se deduce que:

$$h_c \propto \epsilon^{0,258} \quad (36)$$

Tanto en este último trabajo como en el de Lewis se utilizaron velocidades de gas elevadas ($v_s \geq 4$ cm/s); por esto se obtuvieron bajas dependencias con v_s . Sin embargo, la dependencia con la fracción gaseosa es prácticamente la misma que la obtenida en el presente estudio y en los trabajos teóricos; con lo cual se concluye que si bien la dependencia del coeficiente de transferencia con la velocidad superficial del gas varía según el rango de velocidades que se trate, la dependencia con la fracción gaseosa no tiene tal restricción (tabla 19).

Tabla 19

Referencia	a *	b **	v_s (cm/s)
Ruckenstein y col. (48)	0,33	0,33	≤ 2
Fair y col. (9)	0,25		≤ 8
Konsetov (93)	0,22	0,33	≤ 10
Este trabajo	0,25-0,27	0,25	≤ 10
Deckwer (87)	0,25		≤ 10
Lewis y col. (95)		0,30	0,2-18
	0,15-0,18		7-18
Baker y col. (94)	0,17		2-24
Hikita y col. (96)	0,15	0,26	5-34
Nishikawa y col. (97)	~ 0		≥ 28

* $h_c, k \propto v_s^a$

** $h_c, k \propto \epsilon^b$

///

3.7. Modelos para la transferencia fluido-pared

Varios modelos han sido presentados en la literatura para interpretar los resultados experimentales obtenidos fundamentalmente en el campo de la transferencia de calor en columnas de burbujeo.

Kölbel y col. (98) fueron los primeros en tratar de explicar los resultados obtenidos en base a un modelo; experimentalmente encontraron que el coeficiente de transferencia de calor aumenta con la velocidad superficial del gas para tender a un valor constante a velocidades del orden de 3 cm/s. Supusieron que a bajos caudales de gas existen, en zonas no recorridas por las burbujas, porciones de líquido estancas o poco movidas adosadas a la pared calefactora. Al aumentar el caudal gaseoso, se reducen las zonas no agitadas y el coeficiente de transferencia aumenta hasta que toda la superficie calefactora es afectada por las burbujas ascendentes. Siendo esta una interpretación cualitativa, no conduce a correlaciones.

Kast (99, 100) estimó numéricamente coeficientes de transferencia de calor suponiendo convección mixta (forzada y natural) y encontró que eran mucho menores que los observados experimentalmente. Para interpretar este hecho, supuso que al ascender las burbujas, elementos de líquido son trasladados transversalmente causando un importante transporte de calor hacia y desde la pared. Este movimiento de líquido sería responsable del alto valor del coeficiente de transferencia.

El mecanismo planteado por Kast es parecido al de la convección forzada turbulenta en un tubo; pero debido a las dimensiones macroscópicas de las burbujas, en el caso de la circulación de fluido alrededor de las mismas el efecto es más pronunciado si se lo compara con la formación microscópica de turbulencias en el tubo.

El modelo conduce a una representación del fenómeno en base a los grupos adimensionales St , Pr y el producto $ReFr$ (para tomar en cuenta las fuerzas inerciales, viscosas y de empuje). Kast remarca que

///

para la transferencia de calor en columnas de burbujeo no pueden formularse relaciones basadas en suponer la existencia de una capa límite.

Zuber (92) analizó la ebullición nucleada y sugirió una generalización para otros problemas de transferencia en presencia de dos fases. Trató la ebullición nucleada como si fuera un caso de convección natural turbulenta, pero teniendo en cuenta que el gradiente de densidades que da lugar a la circulación del fluido se debe a la diferencia de temperaturas y a la presencia de burbujas.

De acuerdo con lo anterior, la expresión:

$$\frac{h_c l}{k_c} = \text{cte.} (g \beta \Delta T l^3 / \gamma a)^{1/3} \quad (37)$$

válida para convección natural turbulenta, se transforma en:

$$\frac{h_c l}{k_c} = \text{cte.} [g(\beta \Delta T + \varepsilon (\rho - \rho_g) / \rho) l^3 / \gamma a]^{1/3} \quad (38)$$

La comparación con resultados experimentales indicó claramente que la similitud hidrodinámica planteada era correcta.

Ruckenstein y Smigelschi (48) y Konsetov (93) llegaron a expresiones similares a la anterior planteando modelos diferentes. Los primeros supusieron que el movimiento de líquido posee carácter turbulento y sugirieron que elementos de líquido llegan a la pared y escurren a lo largo de la misma en un corto tramo formándose una capa límite laminar; se produce la transferencia de calor (que puede ser descripta por las ecuaciones que rigen la transferencia en un fluido semiinfinito en movimiento laminar a lo largo de una placa) y luego los torbellinos vuelven al seno del fluido. En base a estas suposiciones llegaron a la siguiente expresión para el coeficiente de transferencia de calor

$$h_c = \text{cte.} k_c (g \varepsilon / \gamma^2)^{1/3} (\gamma / a)^{1/3} \quad (39)$$

///

Konsetov, por su parte, supuso que la velocidad de transferencia de calor depende de las fluctuaciones turbulentas que el burbujeo de gas produce en el interior de la columna y que el coeficiente de transferencia medio es una combinación lineal de los coeficientes debidos a las fluctuaciones de velocidad normal y tangenciales a la superficie. Dando igual peso a las distintas contribuciones y utilizando correlaciones empíricas existentes para su evaluación llegó a que:

$$Nu = \frac{h_c D_c}{k_c} = \text{cte. } \hat{\epsilon}^{1/3} (g D_c^3 / \nu^2)^{1/3} Pr^{1/3} (\mu / \mu_w)^{0,14} \quad (40)$$

para el rango: $10^6 \leq g \hat{\epsilon} D_c^3 / \nu^2 \leq 10^{10}$

Sigrist y col. (49), quienes como se mencionó en el punto anterior estudiaron la transferencia de materia en presencia de burbujeo, adoptaron el número de Arquímedes como característico para el movimiento de las burbujas, pero adaptándolo para una dispersión gas-líquido de fracción gaseosa $\hat{\epsilon}$. Se obtiene entonces el número de Arquímedes modificado (ecuación 26) que es introducido en la conocida relación para la transferencia de materia por convección natural turbulenta:

$$Sh = \text{cte. } (ScGr)^{1/3} \quad (41)$$

en lugar del número de Grashof, para así correlacionar los resultados experimentales (ecuación 27).

La aparición de la fracción gaseosa en la correlación fue también explicada en forma cualitativa (103): dado que el Ar describe el ascenso de una burbuja, para describir completamente el movimiento de un conjunto de burbujas debe aparecer un grupo adimensional adicional que tenga en cuenta la influencia mutua entre las burbujas; este grupo puede ser la relación entre el diámetro de las burbujas (d_b) y la distancia media entre las mismas (l_b) o bien la fracción gaseosa ($\hat{\epsilon} \propto (d_b / l_b)^3$).

Deckwer (87) adoptó el modelo de renovación superficial de Higbi para la transferencia de calor en sistemas dispersos gas-líquido. Al igual que Kast, supuso que el ascenso de las burbujas produce un movimiento transversal de líquido que es el responsable de la transferencia de calor a la pared y que evita la formación de una capa límite. Para encontrar el tiempo de contacto entre los elementos de fluido y la superficie de transferencia introdujo la teoría de la turbulencia isotrópica de Kolmogoroff; según esta teoría, grandes torbellinos que recorren la columna en cualquier dirección se rompen en microtorbellinos y éstos disipan la energía isotrópicamente a través de fuerzas viscosas. Caracterizando a los microtorbellinos por medio de una longitud y una velocidad, estas permiten calcular el tiempo de contacto; resulta entonces que:

$$h_c = \text{cte. } k_c (g V_s / a^2 \gamma)^{1/4} \quad (42)$$

o bien, según la forma adimensional sugerida por Kast:

$$\text{St} = \text{cte. } (\text{Re Fr Pr}^2)^{-1/4} \quad (43)$$

Experimentalmente se encuentra que para velocidades mayores que 10 cm/s el coeficiente de transferencia de calor permanece prácticamente constante. Deckwer supuso que en tales circunstancias la teoría de Kolmogoroff no sería aplicable: los macrotorbellinos ya no alcanzan a transferir totalmente su energía a los microtorbellinos, y se originan corrientes circulatorias de líquido que no mejoran la transferencia en forma considerable.

Como surge de los párrafos anteriores, los modelos teóricos planteados para describir la transferencia fluido-pared en columnas de burbujeo se basan en las suposiciones más divergentes. Sin embargo, resulta realmente sorprendente que la mayoría de estos tratamientos conduzcan a prácticamente la misma dependencia entre el coeficiente de transferencia y las variables involucradas, según puede verse en la tabla 20 para el caso de la transferencia de materia:

///

$$k = a g^b D^c \gamma^d \varepsilon^e v_s^f (1 - \varepsilon)^h \quad (44)$$

Tabla 20

Referencia	Año	Modelo	a*	b	c	d	e	f	h
Kast (100)	1963	microconvección sin capa límite	0,10	0,22*	0,44*	-0,22*	----	0,34*	----
Zuber (92)	1963	convección natu ral turbulenta	0,31	0,33	0,67	-0,33	0,33	----	----
Ruckenstein (48)	1965	microconvección capa límite la- minar	0,28	0,33	0,67	-0,33	0,33	----	----
Konsetov (93)	1966	circulación nor mal y paralela	0,26	0,33	0,67	-0,33	0,33	----	----
Sigrist y col. (49)	1978	convección natu ral turbulenta	0,19	0,33	0,67	-0,33	0,33	----	-0,33
Deckwer(87)	1980	renovación su- perficial; teoría de Kolmogoroff	0,1	0,25	0,50	-0,25	----	0,25	----

* obtenidos por ajuste de datos experimentales.

Los modelos teóricos previamente descriptos suponen efectos de pene-
tración, microconvección, macroconvección o hidrodinámicos, postulando la
formación de una capa límite o negando tal posibilidad.

///

Para la correlación de los resultados del presente trabajo se adoptó (y confirmó) una dependencia del coeficiente de transferencia de materia con las propiedades físicas intervinientes de la forma:

$$k \propto D(\rho/\gamma D)^{1/3} \quad (45)$$

que corresponde a la obtenida en los modelos que plantean la existencia de una capa límite.

Esta elección es apoyada por estudios recientes (104) sobre la estructura del flujo hidrodinámico en columnas de burbujeo; en los mismos se obtuvieron perfiles locales e instantáneos de velocidad en las tres direcciones (axial, radial y tangencial). Estas investigaciones permiten asegurar que la turbulencia local no es isotrópica y que cerca de la pared existe una zona donde el flujo es descendente y donde la componente radial de la intensidad de turbulencia decrece más rápidamente que las otras componentes.

Suponiendo que el proceso de transferencia de materia ocurre en presencia de una capa límite, por integración de la ecuación de cambio correspondiente se llega (75, 82, 105, 106) a una relación entre el coeficiente de transferencia y el gradiente de velocidades en la pared (s), de la forma:

$$k \propto D^{2/3} s^{1/3} \quad (46)$$

Para verificar si se cumple o no esta proporcionalidad se utilizó una técnica electroquímica desarrollada por Reiss y Hanratty (75) que permite obtener el gradiente de velocidades en la pared de la columna; se mide la corriente eléctrica que circula utilizando un microelectrodo incorporado a la pared no conductora, de manera de tener una capa de difusión naciente muy fina, y a partir del valor de la corriente se calcula el gradiente de velocidades. Este método ha sido empleado recientemente (107) para determinar pérdidas de carga en sistemas con flujo bifásico gas-líquido.

///

Para aplicar esta técnica se insertó en la pared de la columna un microelectrodo circular de platino de 0,5 mm de diámetro, de forma tal que no haya discontinuidad en la superficie interna. La integración de la ecuación de difusión conduce en este caso, de acuerdo con Mollet y col. (108), a la siguiente expresión:

$$i_o = 0,863 z F C_b D^{2/3} s^{1/3} d_m^{-1/3} A_m \quad (47)$$

a partir de la cual puede obtenerse s.

En la figura 51 se dan algunos de los valores de s hallados para distintas condiciones de trabajo en función de la velocidad superficial del gas.

Con el objeto de constatar la validez de la ecuación 46, en la figura 52 se graficaron valores de k vs. $D^{2/3} s^{1/3}$; los valores del coeficiente de transferencia se determinaron usando el electrodo L1 y realizando las experiencias en forma simultánea con la determinación de s por medio del microelectrodo.

De la figura surge la validez de la proporcionalidad propuesta. Este resultado, como así también la dependencia del coeficiente de transferencia con las propiedades del líquido y el hecho de que la existencia de una capa límite permita explicar la dependencia de la velocidad de transferencia de materia con la longitud del electrodo (punto 3.4.5. avalan la suposición de que los procesos de transferencia líquido-pared en sistemas agitados con burbujas ocurren a través de una capa límite.

El burbujeo de gas afecta considerablemente la transferencia líquido-pared debido a que la introducción de gas origina importantes corrientes ascendentes y descendentes de líquido y a que las burbujas actúan como promotores de turbulencia en las cercanías de la superficie de transferencia. La velocidad de transferencia será mayor cuanto mayor sea la fracción gaseosa porque la sección de la columna para el flujo de líquido disminuye, aumentando la velocidad de éste, y porque

///

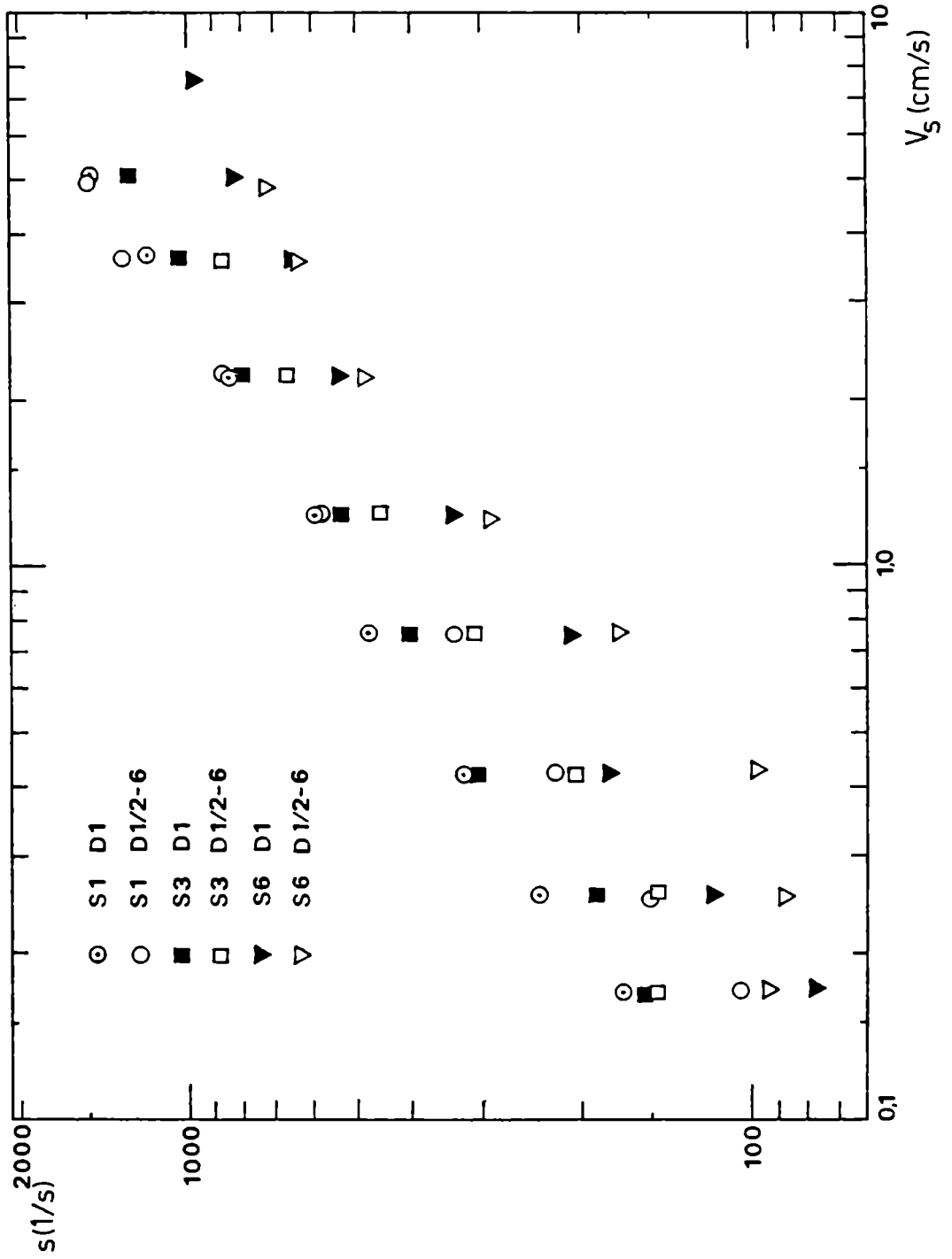


Figura 51

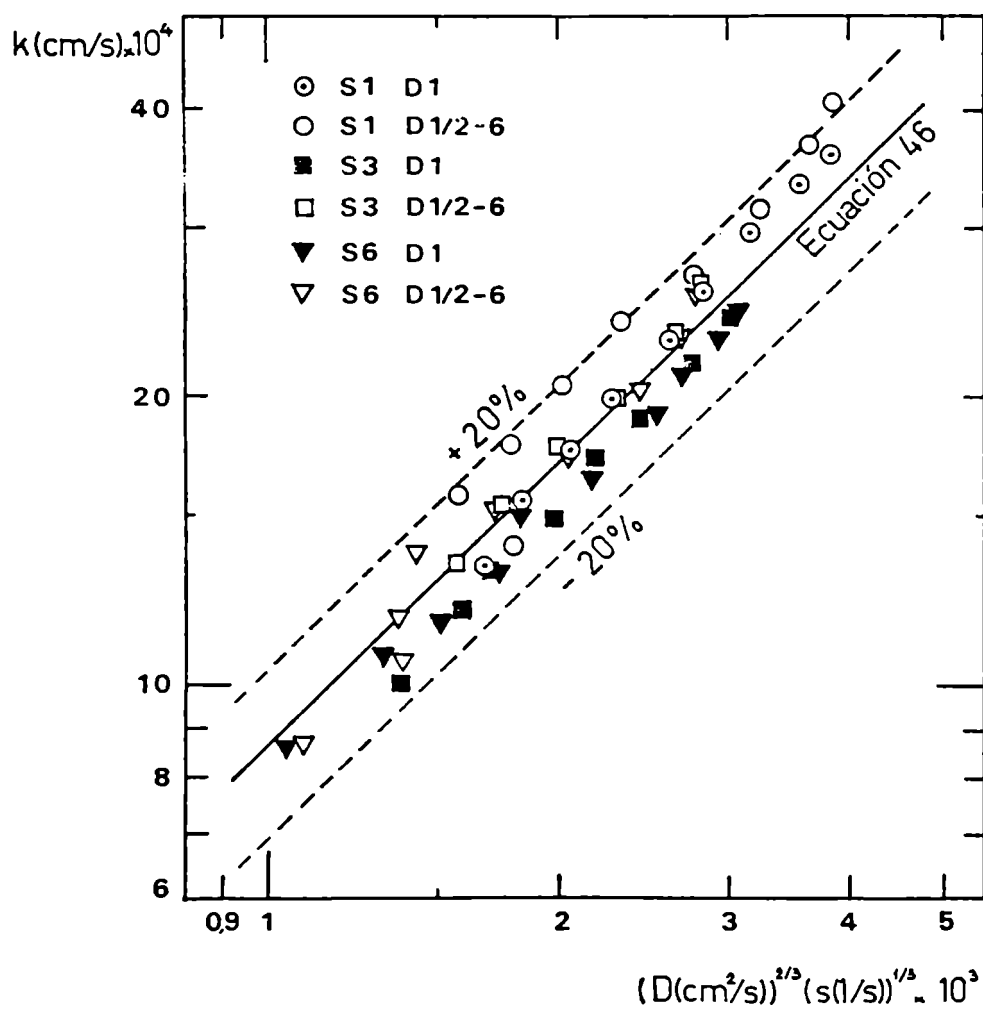


Figura 52

un mayor contenido de gas promueve mayor turbulencia en las corrientes de líquido; por otro lado, la perturbación de la capa límite que ocasionalmente producen las burbujas aumenta al aumentar la cantidad de gas presente. Estos hechos originan una disminución del espesor de la capa límite difusiva y aumentan los coeficientes y velocidades de transferencia líquido-pared.

3.8. Conclusiones

- La introducción de burbujas de gas en una solución electrolítica favorece la transferencia de materia a los electrodos. El aumento logrado en la velocidad de transferencia depende de la fracción gaseosa; comparando con el caso de la convección natural turbulenta en ausencia de burbujeo, el coeficiente de transferencia es de 10 a 20 veces mayor para el rango de porosidades estudiado.
- A bajos caudales de gas, en presencia de burbujeo no uniforme, la mejora de la transferencia depende de la cercanía de las cadenas de burbujas a la superficie de transferencia.
- La velocidad de transferencia de materia líquido-pared fluctúa continuamente en torno de un valor medio. Las fluctuaciones son más importantes cuando el régimen de flujo es heterogéneo (10-15% del valor medio). Cuando el régimen es homogéneo las fluctuaciones se reducen hasta un 1-2% al aumentar la velocidad del gas, incrementándose nuevamente al producirse la transición de régimen.
- El coeficiente de transferencia de materia líquido-pared es una función de la velocidad superficial del gas que depende del tipo de distribuidor utilizado. Sin embargo, se encontró una relación sencilla que no depende del distribuidor de gas al vincular el coeficiente con la fracción gaseosa en la zona de transferencia.
- La dependencia del coeficiente de transferencia con todas las variables involucradas fue correlacionada según las siguientes expresiones:

a- para pequeñas longitudes de transferencia:

$$Sh = 0,231 (L/D_c)^{-0,194} (ScGa)^{1/3} \epsilon^{0,246}$$

b- para transferencia de materia completamente desarrollada:

///

$$Sh_{\infty} = 0,256 (ScGa)^{1/3} \epsilon^{0,254}$$

- Dado que en la literatura existen correlaciones empíricas para la descripción del fenómeno análogo de transferencia de calor que responden a la forma:

$$St = a(Re Fr Pr^b)^c$$

se correlacionaron los resultados para transferencia de materia completamente desarrollada bajo dicha forma; obteniéndose:

$$St = 0,123 (Re Fr Sc^{2,6})^{-0,25}$$

en buena concordancia con los trabajos de otros autores.

- Correlaciones de la forma $St = f(Re, Fr, Sc \text{ o } Pr)$ son útiles desde el punto de vista práctico del diseño para estimar los coeficientes de transferencia de calor o de materia líquido-pared, pero deben ser utilizadas con ciertas precauciones:
 - a- no dan cuenta del efecto del distribuidor sobre el coeficiente de transferencia.
 - b- para distribuidores que originan régimen homogéneo hasta velocidades intermedias de gas, no son válidas para el régimen de transición.
 - c- para distribuidores que originan régimen heterogéneo no son válidas por sobre una cierta velocidad de gas que depende del sistema; por encima de ésta el coeficiente de transferencia prácticamente no depende de la velocidad superficial del gas.

Estas limitaciones no se tienen cuando se trabaja con correlaciones del tipo $Sh = f(Sc \text{ o } Pr, Ga \text{ o } Ar, \epsilon)$. En éstas, los efectos combinados de la velocidad superficial del gas, distribuidor y régimen de flujo son cuantificados a través de la dependencia del coeficiente d

///

transferencia con la fracción gaseosa.

- Dado que la fracción gaseosa depende tanto del distribuidor como de la velocidad superficial del gas, deben preferirse aquellos distribuidores que originan régimen de flujo homogéneo porque con éstos se obtiene una mayor fracción gaseosa y, por lo tanto, una mayor velocidad de transferencia para una dada velocidad superficial de gas. Regímenes de flujo homogéneo se obtienen con placas perforadas con muchos orificios de pequeño diámetro (< 1 mm) o con placas porosas; estos distribuidores deberían utilizarse para asegurar un mayor incremento de la transferencia de calor o de materia líquido-pared en sistemas bifásicos dispersos.
- Para aquellos sistemas en los cuales la fracción gaseosa varía a lo largo del equipo, la velocidad de transferencia de calor o de materia no será uniforme a lo largo del mismo.
- Los modelos teóricos presentados en la literatura para tratar de explicar los resultados experimentales de transferencia líquido-pared en sistemas agitados con gases suponen efectos de penetración, de microconvección, hidrodinámicos o de macroconvección, planteandola formulación de una capa límite o negando su existencia.
Los resultados del presente estudio avalan la suposición de que los procesos de transferencia de calor y de materia líquido-pared en estos sistemas ocurren a través de una capa límite.

M. Bol

Defauter #1

4. Nomenclatura

a	difusividad térmica ($= k_c / \rho c_p$)
A_c	superficie de la sección transversal de la columna
A_e	superficie del electrodo de trabajo
A_L	área libre de flujo gaseoso a través del distribuidor
A_m	superficie del microelectrodo
Ar^*	número de Arquímedes modificado ($= l^3 g \varepsilon / \gamma^2 (1 - \varepsilon)$)
A_{or}	área libre de flujo gaseoso a través de un orificio
c_p	calor específico del líquido
C	concentración de la especie reactiva
C_b	concentración de la especie reactiva en el seno de la solución
C_i	concentración de la especie reactiva sobre la superficie del electrodo.
d	diámetro del orificio
d'	distancia entre los orificios
d_b	diámetro de burbuja
d_e	distancia entre los electrodos
d_m	diámetro del microelectrodo
D	coeficiente de difusión, difusividad
D_c	diámetro de columna
$e\%(j)$	error relativo porcentual en "j" o debido a "j"
F	constante de Faraday
Fr	número de Froude ($= V_s^2 / g l$)
g	aceleración de la gravedad
Ga	número de Galileo ($= l^3 g / \gamma^2$)
Gr	número de Grashof ($= l^3 g \Delta \rho / \rho \gamma^2$)
h	altura de dispersión gas-líquido
h_c	coeficiente de transferencia de calor
h_o	altura neta de líquido sobre el distribuidor
i	intensidad de corriente eléctrica
i_o	intensidad de corriente límite
k	coeficiente de transferencia de materia
k_c	conductividad térmica
k_L	coeficiente de transferencia de materia medio

$k_{(x)}$	coeficiente de transferencia de materia local
k_{∞}	coeficiente de transferencia de materia, para transferencia completamente desarrollada
l	longitud característica
l_b	distancia entre las burbujas
L	longitud de transferencia
L_e	longitud del electrodo
n	número de orificios del distribuidor
n'	número de orificios por los que burbujea el gas (número de orificios activos)
N, \vec{N}	flujo molar de la especie reactiva
Nu	número de Nusselt ($= h_c D_c / k_c$)
P	presión del gas
P_{atm}	presión atmosférica
P_c	presión del gas durante la calibración
P_p	presión del gas que ingresa a la columna
P_t	presión del gas en los caudalímetros
Pr	número de Prandtl ($= c_p \mu / k_c$)
$(PM)_c$	peso molecular del gas usado en la calibración
$(PM)_p$	peso molecular del gas de trabajo
Q_v	caudal volumétrico de gas
Q_{vc}	caudal volumétrico de gas que atraviesa el caudalímetro en condiciones de calibración
Q_{vp}	caudal volumétrico de gas que ingresa a la columna
Q_{vt}	caudal volumétrico de gas que atraviesa el caudalímetro en condiciones de trabajo
R_c	resistencia óhmica calibrada
Re	número de Reynolds ($= l V_s \rho / \mu$)
s	gradiente de velocidades en la pared
Sc	número de Schmidt ($= \mu / \rho D$)
Sh	número de Sherwood ($= k l / D$)
Sh_{∞}	número de Sherwood ($= k_{\infty} l / D$)
St	número de Stanton ($= k / V_s, = h_c / c_p V_s$)
t	número de transporte de la especie reactiva
T	temperatura del gas (K), temperatura de la solución ($^{\circ}C$)

///

T_c	temperatura del gas durante la calibración (K)
T_p	temperatura del gas al entrar a la columna (K)
T_t	temperatura del gas en los caudalímetros (K)
u	velocidad del gas a través de los orificios activos
u_e	movilidad eléctrica
U_o	velocidad intersticial (Q_v/A_L)
U_{oc}	velocidad intersticial crítica
V	tensión o diferencia de potencial
\bar{V}	tensión o diferencia de potencial media
\vec{V}	velocidad
V_L	velocidad superficial del líquido
V_s	velocidad superficial del gas
We_o	número de Weber intersticial ($= U_o^2 d (\rho_g/\sigma)$)
x	distancia desde el distribuidor; coordenada según figura 46
X	presión manométrica del gas en los caudalímetros
z	número de electrones intercambiados en la reacción electroquímica de prueba
Z	carga de la especie reactiva con su signo

Letras griegas

β	coeficiente de expansión térmica
δ	espesor de la capa límite difusiva
Δh	diferencia de nivel de líquido entre dos manómetros de rama abierta
Δx	distancia entre dos tomas de presión
$\Delta(j)$	error en la magnitud "j"
ϵ	fracción gaseosa
ϵ_e	fracción gaseosa en la zona de los electrodos
ϵ_G	fracción gaseosa global
ϵ_L	fracción de líquido
ϕ	potencial eléctrico
μ	viscosidad del líquido
μ_w	viscosidad del líquido a la temperatura de la pared
ν	viscosidad cinemática ($= \mu/\rho$)

π	número phi
ρ	densidad del líquido
ρ_g	densidad del gas

5. Bibliografía

1. Aguilar, E., Caliz, M.F., Gómez, A.A. y Meissl, R.F.; XIas J. Inv. Cs. Ing. Qca. y Qca. Apl., Bs. As. Agosto 1980.
2. Priestley, R. y Ellis, S.R.M.; Chemistry and Industry, p. 757-760, 1978.
3. Gabe, D.R.; Metal Finishing Journal, p. 340-376, Nov. 1970.
4. Houghton, R.W. y Kuhn, A.T.; J. Appl. Electrochem. 4, p. 173-190, 1974.
5. Hassan, I.T.M. y Robinson, C.W.; Can. J. Chem. Eng. 58, p. 198, 1980.
6. Verschoor, H.; Trans. Inst. Chem. Eng. 28, p. 52-57, 1950.
7. Shulman, H.L. y Molstad, M.C.; Ind. Eng. Chem. 42, p. 1058-1070, 1950.
8. Houghton, G.A., Mc Lean, A.M. y Ritchie, P.D.; Chem. Eng. Sci. 7, p. 40-50, 1957.
9. Fair, J.R., Lambricht, A.J. y Andersen, J.W.; Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 1, p. 33-36, 1962.
10. Bridge, A.G., Lapidus, L. y Elgin, J.C.; AIChE J. 10, p. 819-826, 1964.
11. Argo, W.B. y Cova, D.R.; Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 4, p. 352-359, 1965.
12. Aoyama, Y., Ogushi, K., Koide, K. y Kubota, H.; J. Chem. Eng. Jpn. 1, p. 158-163, 1968.
13. Reith, T., Renken, S. e Israél, B.A.; Chem. Eng. Sci. 23, p. 619-629, 1968.

///

14. Ohki, Y. e Inoue, H.; Chem. Eng. Sci. 25, p. 1-16, 1970.
15. Eissa, Sh.H., El-Halwagi, M.M. y Saleh, M.A.; Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 10, p. 31-36, 1971.
16. Gondo, S., Tanaka, S., Kazikuri, K. y Kusunoki, K.; Chem. Eng. Sci. 28, p. 1437-1445, 1973.
17. Todt, J., Luecke, J., Schuegerl, K. y Renken, A.; Chem. Eng. Sci. 32, p. 369-375, 1977.
18. Zahradnik, J. y Kaštánek, F.; Chem. Eng. Comm. 3, p. 413-429, 1979
19. Kaštánek, F., Zahradnik, J., Rylek, M. y Katochivil, J.; Chem. Eng. Sci. 35, p. 456-462, 1980.
20. Pal, S.S., Mitra, A.K. y Roy, A.N.; Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 19, p. 67-75, 1980.
21. Pilhofer, T.; Chem. Eng. Comm. 5, p. 69-72, 1980.
22. Taitel, Y., Barnea, D. y Duckler, A.E.; AIChE J. 26, p. 345-354, 1980.
23. Maruyama, T., Yoshida, S. y Mizushina, T.; J. Chem. Eng. Jpn. 14, p. 352-357, 1981.
24. Otake, T., Tone, S. y Shinohara, K.; J. Chem. Eng. Jpn. 14, p. 338-340, 1981.
25. Schumpe, A. y Deckwer, W.-D.; Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 21, p. 706-711, 1982.
26. Hughmark, G.A.; Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 6, p. 218-220, 1967.
- 26! Ellis, J.E. y Jones, E.L.; Proc. Symp. Two Phase Flow, Univ. Exeter, Vol. 2, 1965. (de 26.)
27. Akita, K. y Yoshida, F.; Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 12, p.

76-80, 1973.

28. Hikita, H. y Kikukawa, H.; Bull. Univ. Osaka Prefect, Ser. A 22, p. 151-160, 1973.
29. Petrov, P.St., Petkov, A.A., Panayotova, E.N., Dimitrov, D.I. y Popangelova, M.P.; Chem. Eng. J. 17, p. 169-171, 1979.
30. Hikita, H., Asai, S., Tanigawa, K., Segawa, K. y Kitao, M.; Chem. Eng. J. 20, p. 59-67, 1980.
31. Hsu, Y.C. y Dudukovic, M.P.; Chem. Eng. Sci. 35, p. 135-141, 1980.
32. Miller, D.N.; Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 19, p. 371-377, 1980.
33. Friedel, L., Herbrechtmeier, P. y Steiner, R.; Ger. Chem. Eng. 3, p. 342-346, 1980.
34. Shah, Y.T., Kelkar, B.G., Godbole, S.P. y Deckwer, W.-D.; AIChE J. 28, p. 353-364, 1982.
35. Bhatia, V.K.; AIChE J. 15, p. 466-469, 1969.
36. Iordache, O.M. y Muntean, O.I.; Ind. Eng. Chem. Fundam. 20, p. 204-207, 1981.
37. Yoshida, F. y Akita, K.; AIChE J. 11, p. 9-14, 1965.
38. Cova, R.D.; Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 13, p. 292-296, 1974.
39. Botton, R., Cosserat, D. y Charpentier, J.C.; Chem. Eng. J. 16, 107-115, 1978.
40. Ying, D.H., Givens, E.N. y Welmer, R.F.; Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 19, p. 635-638, 1980.
41. Braulick, W.J., Fair, J.R. y Lerner, B.J.; AIChE J. 11, p. 73-79, 1965.
42. Sridhar, T. y Potter, O.E.; Ind. Eng. Chem. Fundam. 19, p. 21-26,

///

1980.

43. Afschar, A.S., Diboun, M. y Schügerl, K.; Chem. Eng. Sci. 23, p. 253-265, 1968.
44. Ueyama, K., Morooka, Sh., Koide, K., Kaji, H. y Miyaucha, T.; Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 19, p. 592-599, 1980.
45. Quicker, G. y Deckwer, W.-D.; Ger. Chem. Eng. 4, p. 363-370, 1981.
46. Keitel, G. y Onken, U.; Chem. Eng. Comm. 17, p. 85-98, 1982.
47. Keitel, G. y Onken, U.; Chem. Eng. Sci. 37, p. 1635-1638, 1982.
48. Ruckenstein, E. y Smigelschi, O.; Trans. Inst. Chem. Eng. 43, T334 T338, 1965.
49. Sigrist, L., Dossenbach, O. e Ibl, N.; Int. J. Heat Mass Transfer 22, p. 1393-1398, 1979.
50. Perry, J.H. (Editor); "Chemical Engineers' Handbook", Mc Graw-Hill Book Co., New York, Kogakusha Co LTD, Tokyo, Fourth Edition, 1963.
51. Ibl, N., Adam, E., Venczel, J. y Schalch, E.; Chem. Ing. Tech. 43, p. 202-215, 1971.
52. Ettel, V.A., Gendron, A.S. y Tilak, B.V.; 102 nd. Annual Conf. A.I.M.E., Chicago, Feb. 1973.
53. Harvey, W.W., Randlett, M.R. y Baqerskis, K.I.; 102 nd Annual Conf A.I.M.E., Chicago, Feb. 1973.
54. Despic, A.R.; J. Electrochem. Soc. 120, p. 110C, 1973.
55. Kreuter, Th., Kruger, F. y Thiele, W.; G.R.D. Patent 92907, 14/7/ 1971.
56. Ibl, N. y Venczel, J.; Metalloverflaeche 24, p. 365-374, 1970.
57. Janssen, L.J.J. y Hoogland, J.G.; Electrochim. Acta 15, p. 1013-

///

1023, 1970.

58. Fouad, M.G. y Sedahmed, G.H.; *Electrochim. Acta* 17, p. 665-672, 1972.
59. Fouad, M.G. y Sedahmed, G.H.; *Electrochim. Acta* 18, p. 55-58, 1973.
60. Fouad, M.G., Sedahmed, G.H. y El-Abd, H.A.; *Electrochim. Acta* 18, p. 179-181, 1973.
61. Janssen, L.J.J. y Hoogland, J.G.; *Electrochim. Acta* 18, p. 543-550, 1973.
62. Roušar, I. y Cezner, V.; *Electrochim. Acta* 20, p. 289-299, 1975.
63. Ibl, N., Kind, R. y Adam, E.; *An. Quim.* 71, p. 1008-1016, 1975.
64. Birkett, M.D. y Kuhn, A.T.; *Electrochim. Acta* 22, p. 1427-1429, 1977.
65. Janssen, L.J.J.; *Electrochim. Acta* 23, p. 81-86, 1978.
66. Vogt, H.; *Electrochim. Acta* 23, p. 203-205, 1978.
67. Vogt, H.; *Chem. Ing. Tech.* 52, p. 418-422, 1980.
68. Vogt, H.; *Electrochim. Acta* 26, p. 1311-1317, 1981.
69. Elsner, C.I. y Marchiano, S.L.; *J. Appl. Electrochem.* 12, p. 735-742, 1982.
70. Ibl, N.; *Chem. Ing. Tech.* 35, p. 353-361, 1963.
71. Ettel, V.A., Tilak, B.V. y Gendron, A.S.; *J. Electrochem. Soc.* 121, p. 867-872, 1974.
72. Ismail, M.I.; *Chem. Techn.* 31, p. 368-369, 1979.
73. Jennings, D., Kuhn, A.T., Stepanek, J.B. y Whitehead, R.; *Electrochim. Acta* 20, p. 903-907, 1975.

///

74. Grassmann, P., Ibl, N. y Trüb, J.; Chem. Ing. Tech. 8, p. 529-533, 1961.
75. Reiss, L.P. y Hanratty, T.J.; AIChE J. 9, p. 154-160, 1963.
76. Wragg, A.A.; Electrochim. Acta 13, p. 2159-2165, 1968.
77. Bazán, J.C. y Arvia, A.J.; Electrochim. Acta 9, p. 17-30, 1964.
78. Mandelbaum, J.A. y Böhm, U.; Chem. Eng. Sci. 28, p. 569-576, 1973.
79. Lago, M.E., Böhm, U. y Plachco, F.; Int. J. Heat Mass Transfer 14, p. 813-823, 1971.
80. King, D.H. y Smith, J.W.; Can. J. Chem. Eng. 45, p. 329-333, 1967.
81. Mohanta, S. y Fahidy, T.Z.; J. Appl. Electrochem. 7, p. 235-238, 1977.
82. Surgenor, B. y Banerjee, S.; Can. J. Chem. Eng. 59, 223-229, 1981.
83. Palade de Iribarne, A., Marchiano, S.L. y Arvia, A.J.; Electrochim. Acta 15, p. 1827-1836, 1970.
84. Tonini, R.D., Remorino, M.R. y Brea, F.M.; Electrochim. Acta 23, 699-704, 1978.
85. Sekoguchi, K., Nakazatomi, M., Sato, Y. y Tanaka, O.; Bull. J.S. M.E. 23, p. 1625-1632, 1980.
86. Sato, Y., Sadatomi, M. y Sekoguchi, K.; Int. J. Multiphase Flow 7, p. 167-190, 1981.
87. Deckwer, W.-D.; Chem. Eng. Sci. 35, p. 1341-1346, 1980.
88. Kölbl, H. y Langemann, H.; Erdoel-Zeitschr 80, p. 405, 1964. (de 87)
89. Shaykhutdinov, A.G., Bakirov, N.U. y Usmanov, A.G.; Int. Chem. Eng. 11, p. 641, 1971. (de 87.)

90. Burkel, W.; Dr. Ing. Thesis, TU München, 1974. (de 87.)
91. Hart, W.F.; Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 15, p. 109, 1976.
(de 87.)
92. Zuber, N.; Int. J. Heat Mass Transfer 6, p. 53-78, 1963.
93. Konsetov, V.V.; Int. J. Heat Mass Transfer 9, p. 1103-1108, 1966.
94. Baker, C.G.J., Armstrong, E.R. y Bergougnou, M.A.; Powder Technology 21, p. 195-204, 1978.
95. Lewis, D.A., Field, R.W., Xavier, A.M. y Edwards, D.; Trans. Inst. Chem. Eng. 60, p. 40-47, 1982.
96. Hikita, H., Asai, S., Kikukawa, H., Zaike, T. y Ohue, M.; Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 20, p. 540-545, 1981.
97. Nishikawa, M., Kato, H. y Hashimoto, K.; Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev. 16, p. 133-137, 1977.
98. Kölbél, H., Siemes, W., Maas, R. y Müller, K.; Chem. Ing. Tech. 6, p. 400-404, 1958.
99. Kast, W.; Int. J. Heat Mass Transfer 5, p. 329-336, 1962.
100. Kast, W.; Chem. Ing. Tech. 35, p. 785-788, 1963.
101. Mersmann, A.; Chem. Ing. Tech. 47, p. 869-872, 1975.
102. Heijnen, J.J. y Van't Riet, K.; Chem. Eng. J. 28, B21-B24, 1984.
103. Sigrist, L.; Dissertation ETH Zürich, Nr 6286, 1978.
104. Franz, K., Börner, T., Kantorek, M.J. y Buchholz, R.; Ger. Chem. Eng. 7, p. 365-374, 1984.
105. Ross, T.K. y Wragg, A.A.; Electrochim. Acta 10, p. 1093-1106, 1965.
106. Storck, A. y Coeuret, F.; Chem. Eng. J. 20, p. 149-156, 1980.

107. Cognet, G., Lebouche, M. y Souhar, M.; AIChE J. 30, p. 338-341, 1984.
108. Mollet, L., Dumargue, P., Daguinet, M. y Bodiot, D.; Electrochim. Acta 19, p. 841-847, 1974.
109. Mc Cabe, W.L. y Smith, J.C.; "Operaciones Básicas de Ingeniería Química", Ed. Reverté S.A., 1975.

Apéndice "A"

En este apéndice se describen o desarrollan los siguientes puntos:

- A-1. Humidificador de gas.
- A-2. Base de la columna.
- A-3. Cálculo del caudal de gas.
- A-4. Errores en la determinación del caudal gaseoso.
- A-5. Error en la determinación de la fracción gaseosa.
- A-6. Error en la determinación de los coeficientes de transferencia de materia.

A-1. Humidificador de gas

En la figura A-1 se da un esquema en escala 1:2 del equipo utilizado para humidificar el gas. Consta esencialmente de un tubo de acrílico de 80 cm de largo y 11 cm de diámetro que se llenaba hasta una altura de 60 cm con agua; como distribuidor de gas se utilizó una placa de vidrio sinterizado (1) que originaba pequeñas burbujas de gas y, consecuentemente, una gran área específica para la transferencia líquido-gas.

En el tope del humidificador, un dispositivo especial (2) evita el arrastre de gotitas de líquido; cuatro aberturas roscadas permiten las conexiones para un manómetro tipo "Bourdon" (3), la salida del gas (4), un termómetro (5) y la carga de líquido (6).

En la base, las aberturas (7) y (8) posibilitan las conexiones para la entrada de gas y la descarga del líquido.

En el tope y en la base se colocaron cuatro tornillos pasantes de bronce para mantener cerrado el humidificador. Las juntas fueron realizadas con planchas de neoprene, en tanto que el resto de las piezas se fabricaron a partir de tubos, planchas o barras macizas de acrílico.

A-2. Base de la columna

En la figura A-2 se muestra un plano en escala 1:1 de la base de la columna; esta se diseñó para permitir un rápido intercambio del distribuidor de gas.

Las piezas 1 y 2 fueron realizadas a partir de una barra maciza de acrílico, las juntas son de neoprene y los tornillos pasantes de bronce.

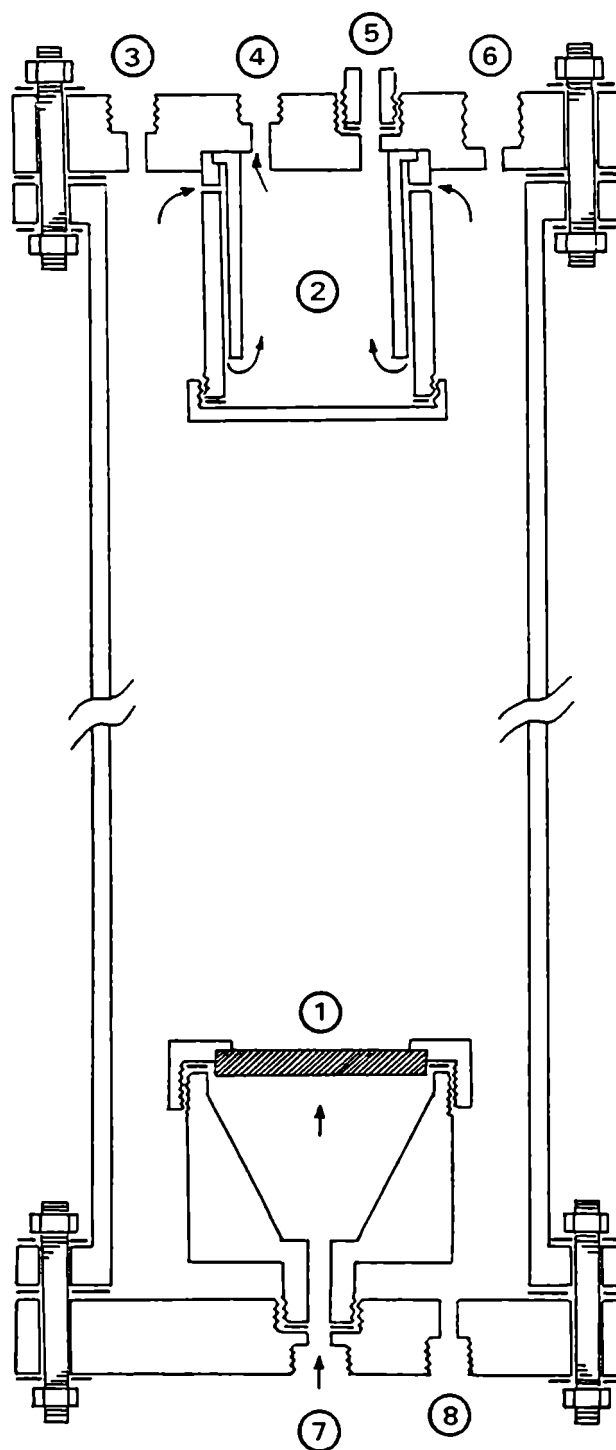


Figura A-1 : Humidificador (referencias en el texto)

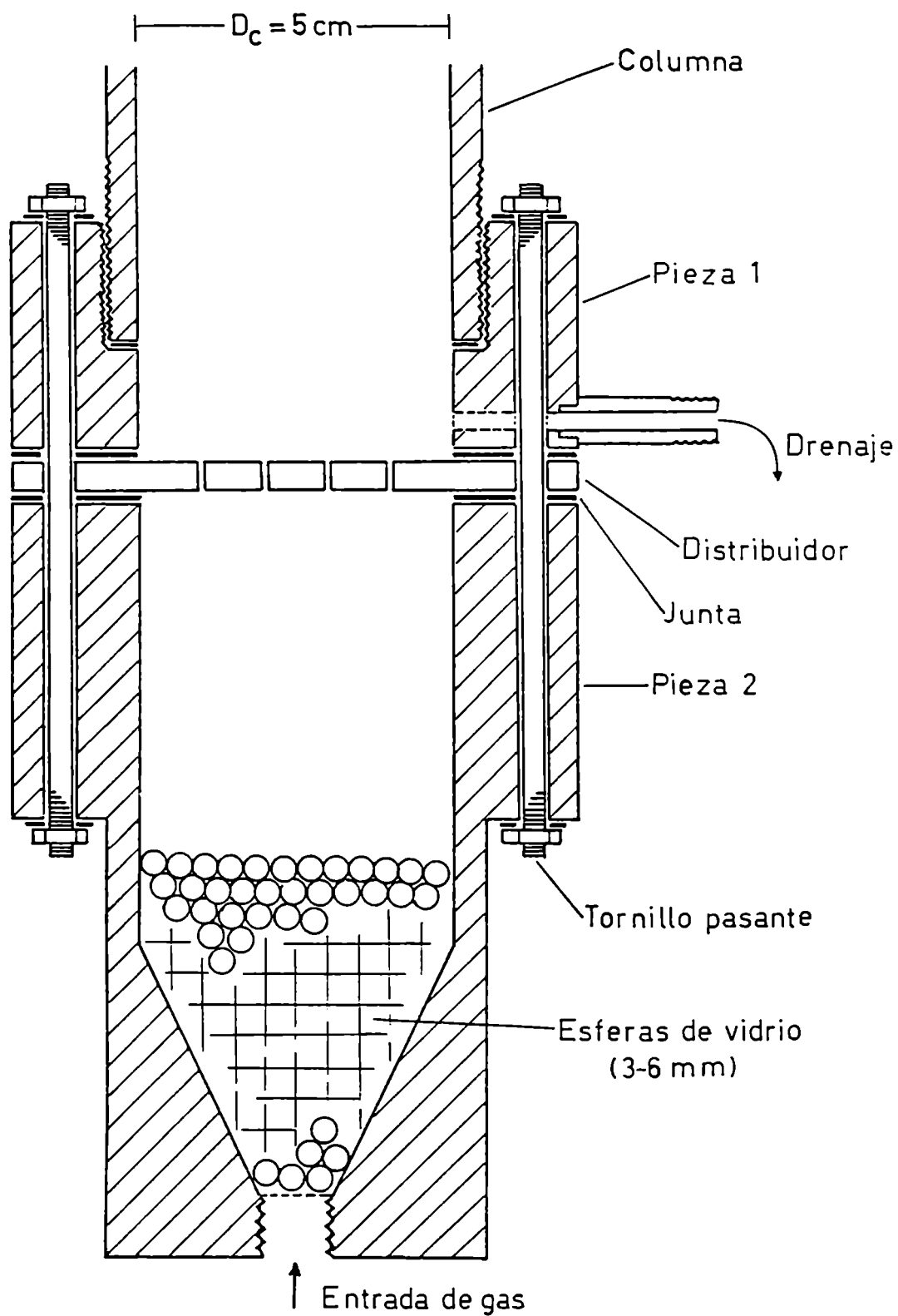


Figura A-2 : Base de la columna

A-3. Cálculo del caudal de gas

La determinación del caudal gaseoso se realizó utilizando caudalímetros de área variable (3 rotámetros y un flotámetro), para cada uno de los cuales se dispone de la curva de calibración correspondiente.

Las curvas de calibración vinculan el valor leído en la escala del caudalímetro con el caudal volumétrico del gas utilizado durante la calibración, medido y expresado en ciertas condiciones de presión y temperatura (P_c y T_c).

Para calcular el caudal de gas que ingresa a la columna, el valor que surge de la curva de calibración debe ser corregido por dos motivos:

- a- El gas que atraviesa el caudalímetro durante las experiencias se encuentra en condiciones distintas (P_t , T_t) que las de calibración; pudiendo incluso no ser el mismo gas (para dos de los caudalímetros se disponía de curvas para aire).
- b- El gas que ingresa a la columna a través del distribuidor se encuentra en condiciones distintas (P_p , T_p) que las anteriores.

La corrección debida a 'a' surge de que cuando dos corrientes gaseosas (I y II) elevan el flotante del rotámetro hasta una misma altura, la relación entre los caudales de ambas viene dada (109) por:

$$Q_{vI} \sqrt{\rho_{gI}} = Q_{vII} \sqrt{\rho_{gII}} \quad (A-1)$$

Por lo tanto, para obtener el verdadero caudal que atraviesa un rotámetro (Q_{vt}), el caudal obtenido de la curva de calibración (Q_{vc}) debe corregirse mediante la ecuación A-1 si las condiciones de trabajo (ρ_{gt}) son distintas que las de calibración (ρ_{gc}):

///

$$Q_{vt} = Q_{vc} (\rho_{gc} / \rho_{gt})^{1/2} \quad (A-2)$$

Para corregir debido a 'b' y obtener el caudal que ingresa a la columna (Q_{vp}) se aplica la ley de gases ideales:

$$Q_{vp} = Q_{vt} \frac{P_t T_p}{T_t P_p} \quad (A-3)$$

Combinando las ecuaciones A-2 y A-3 y operando resulta:

$$Q_{vp} = Q_{vc} \left[\frac{P_t P_c}{T_t T_c} \frac{(PM)_c}{(PM)_p} \right]^{1/2} \frac{T_p}{P_p} \quad (A-4)$$

donde $(PM)_c$ es el peso molecular del gas empleado en la calibración y $(PM)_p$ el del gas utilizado en las experiencias. Considerando $T_p \approx T_t$ y reagrupando:

$$Q_{vp} = Q_{vc} \frac{(P_t)^{1/2}}{P_p} (T_p)^{1/2} \left[\frac{P_c (PM)_c}{T_c (PM)_p} \right]^{1/2} \quad (A-5)$$

La presión del gas luego de atravesar el distribuidor (P_p) es igual a la suma de la presión atmosférica más la presión hidrostática de la columna de líquido sobre el distribuidor (h_o):

$$P_p = P_{atm} + 0,736 h_o \rho \quad (\text{en mm Hg}) \quad (A-6)$$

En tanto que la presión de trabajo en los caudalímetros es igual a la presión atmosférica más la presión leída (X) en el manómetro "Bourdon" que se encuentra a la salida de los caudalímetros:

$$P_t = P_{atm} + 736 X (\vec{\rho}/\text{cm}^2) \quad (\text{en mm Hg}) \quad (A-7)$$

Reemplazando en la ecuación A-5, según las dos anteriores, el

///

caudal de gas que ingresa a la columna es:

$$Q_{vp} = Q_{vc} \frac{(P_{atm} + 736 X)^{1/2}}{P_{atm} + 0,736 h_o / \rho} T_p^{1/2} \left[\frac{P_c (PM)_c}{T_c (PM)_p} \right]^{-1/2} \quad (A-8)$$

A-4. Errores en la determinación del caudal gaseoso

Se realizó un cálculo muy conservador para estimar el error relativo porcentual máximo que se puede tener en la determinación del caudal volumétrico de gas.

A partir de la ecuación A-3 se definen los siguientes términos:

$$q = Q_{vc} \quad (A-9a)$$

$$p = \frac{(P_{atm} + 736 X)^{1/2}}{P_{atm} + 0,736 h_o / \rho} \quad (A-9b)$$

$$t = (T_p)^{1/2} \quad (A-9c)$$

$$c = \left[\frac{P_c (PM)_c}{T_c (PM)_p} \right]^{1/2} \quad (A-9d)$$

Con lo cual:

$$Q_{vp} = q \cdot p \cdot t \cdot c \quad (A-10)$$

Considerando que los errores relativos son aditivos:

$$e\%(Q_{vp}) = e\%(q) + e\%(p) + e\%(t) + e\%(c) \quad (A-11)$$

donde cada $e\%(i)$ representa el error relativo porcentual en el término 'i' de la ecuación A-10.

El término 'q' lleva involucrado dos posibles fuentes de error:

///

el error propio del instrumento de medición y el error de lectura. El error propio del instrumento es de 1,5 a 2% en el campo medio y superior para todos los caudalímetros utilizados; por otro lado, tomando un error de lectura de media división de escala y analizando como se propaga este error al valor del caudal que surge de la curva de calibración se obtiene un error máximo de aproximadamente 2%. Entonces, el error en el término 'q' será:

$$e\%(q) \leq 4\% \quad (A-12)$$

Para el término 't' el error relativo porcentual es:

$$e\%(t) = 50(T_p)^{-1} \Delta(T) \quad (A-13)$$

Por lo tanto, suponiendo un error máximo de 2K en la medición de la temperatura:

$$e\%(t) \leq 0,35\% \quad (A-14)$$

para $T > 283K$.

El término 'p' lleva involucrados los errores correspondientes a la presión atmosférica, altura de columna líquida y presión relativa en los caudalímetros (despreciando el error en la densidad del líquido)

$$e\%(p) = e\%(P_{atm}) + e\%(X) + e\%(h_o) \quad (A-15)$$

Considerando $\rho \approx 1 \text{ g/cm}^3$:

$$e\%(P_{atm}) = \frac{|(P_{atm} + 736 X)^{-1}(P_{atm} + 0,736 h_o) - 2|}{2(P_{atm} + 0,736 h_o)} \Delta(P_{atm}) 100 \quad (A-16a)$$

$$e\%(h_o) = \frac{73,6}{P_{atm} + 0,736 h_o} \Delta(h_o) \quad (A-16b)$$

///

$$e\%(X) = \frac{36.800}{P_{atm} + 736 X} \Delta(X) \quad (A-16c)$$

De las ecuaciones anteriores se obtiene:

$$e\%(P_{atm}) \leq 0,5\% \quad ; \quad \text{para } \Delta(P_{atm}) \leq 5 \text{ mm Hg} \quad (A-17a)$$

$$e\%(h_o) \leq 0,2\% \quad ; \quad \text{para } \Delta(h_o) \leq 2 \text{ cm} \quad (A-17b)$$

$$e\%(X) \leq 0,5\% \quad ; \quad \text{para } \Delta(X) \leq 0,01 \text{ kg/cm}^2 \quad (A-17c)$$

Las expresiones anteriores son válidas bajo las siguientes condiciones:

$$P_{atm} > 745 \text{ mm Hg}$$

$$h_o > 50 \text{ cm}$$

$$0 \text{ kg/cm}^2 < X < 2 \text{ kg/cm}^2$$

En A-17c se tomó como $\Delta(X)$ la mínima división de escala del manómetro empleado.

Suponiendo aditividad de los errores relativos:

$$e\%(p) \leq 1,2\% \quad (A-18)$$

Dado que el término 'c' puede considerarse constante, no contribuye al error total. Reemplazando en la ecuación A-11, según las ecuaciones A-12, A-14 y A-18:

$$e\%(Q_{vp}) \leq 5,6\% \quad (A-19)$$

Por lo tanto, aún cuando el cálculo realizado fue muy conservador, pues siempre se consideraron las condiciones menos favorables, el error máximo que se puede esperar en la determinación del caudal gaseoso no supera el 6%.

///

A-5. Error de la determinación de la fracción gaseosa

De acuerdo con la ecuación 2 del punto 2.3.1. ($\hat{\epsilon} = \Delta h / \Delta x$) y considerando que los errores relativos en las magnitudes que permiten el cálculo de la porosidad son aditivos:

$$e\%(\hat{\epsilon}) = e\%(\Delta h) + e\%(\Delta x) \quad (A-20)$$

Suponiendo un error de 0,3 mm en la lectura del nivel de líquido en cada manómetro de rama abierta y un error de 0,5 mm en la medición de Δx :

$$e\%(\hat{\epsilon}) = \left(\frac{0,3 \text{ mm}}{\Delta h} + \frac{0,5 \text{ mm}}{\Delta x} \right) 100 \quad (A-21)$$

A partir de esta expresión y considerando el menor Δx utilizado en el presente estudio (90 mm) se obtiene la siguiente tabla de valores:

Tabla A-1

$\Delta h(\text{mm})$	$e\%(\hat{\epsilon})$
≥ 60	$\leq 1,5\%$
≥ 30	$\leq 2,5\%$
≥ 12	$\leq 5,5\%$
≥ 6	$\leq 10\%$
≥ 3	$\leq 20\%$
≥ 2	$\leq 30\%$

A-6. Error en la determinación de los coeficientes de transferencia de materia

De acuerdo con las ecuaciones 10 y 11 de los puntos 3.3.1. y 3.3.5. respectivamente, el coeficiente de transferencia de materia se calcula según la siguiente expresión:

///

$$k = \frac{\bar{V}}{z \cdot F \cdot n \cdot D_c \cdot L_e \cdot C_b \cdot R_c} \quad (A-22)$$

El error relativo porcentual será entonces:

$$e\%(k) = e\%(\bar{V}) + e\%(D_c) + e\%(L_e) + e\%(C_b) + e\%(R_c) \quad (A-23)$$

donde:

- $e\%(\bar{V}) \approx 1\%$, estimado de los registros
- $e\%(D_c) = \frac{\Delta(D_c)}{D_c} \cdot 100 = 0,2\%$, considerando $\Delta(D_c) = 0,1\text{mm}$
- $e\%(L_e) = \frac{\Delta(L_e)}{L_e} \cdot 100 \leq 2\%$, considerando $\Delta(L_e) = 0,1\text{mm}$ y $L_e \geq 5 \text{ mm}$
- $e\%(C_b) \approx 0,5\%$, estimado según calidad de drogas
- $e\%(R_c) = 0,1\%$, según fabricante

Reemplazando en la ecuación A-23 según los valores anteriores, resulta que:

$$e\%(k) \leq 4\% \quad (A-24)$$

///

Apéndice "B"

En este apéndice se dan en forma tabulada los resultados experimentales obtenidos durante las experiencias de transferencia de materia con la siguiente codificación:

IK : número de experiencia

NE : índice de experiencia

L : índice del electrodo: 1 : L1
 2 : L2
 3 : L3

S : índice de la solución: 1 : S1
 2 : S2

 8 : S8

D,T: índices del distribuidor de gas:

D	T	Distribuidor
1	1	D1
2	1	D1/2
3	2	D1-8
4	2	D1-17
5	2	D1-21
6	3	D1/2-6
7	3	D1/2-8
8	3	D1/2-18
9	3	D1/2-21
10	4	D-PG
11	4	D-PM

VS : velocidad superficial del gas (cm/s)

E : fracción gaseosa en la zona de electrodos

IC : intensidad de corriente límite (mA)

COE: coeficiente de transferencia de materia (cm/s)

///

IK	NE	L	S	D	T	Vs	E	IC	COE
1	1	1	1	1	1	0.078	0.0025	10.00	0.13190-02
1	1	1	1	1	1	0.171	0.0063	11.80	0.15570-02
1	1	1	1	1	1	0.255	0.0094	13.30	0.17550-02
1	1	1	1	1	1	0.425	0.0156	15.10	0.19920-02
1	1	1	1	1	1	0.761	0.0269	17.40	0.22960-02
1	1	1	1	1	1	1.250	0.0413	19.50	0.25730-02
1	1	1	1	1	1	2.300	0.0706	22.40	0.29550-02
1	1	1	1	1	1	3.900	0.1110	25.20	0.33250-02
1	1	1	1	1	1	5.000	0.1600	27.10	0.35760-02
1	1	1	1	1	1	0.078	0.0038	10.60	0.13990-02
1	1	1	1	1	1	0.171	0.0075	12.00	0.15830-02
1	1	1	1	1	1	0.255	0.0119	13.40	0.17680-02
1	1	1	1	1	1	0.425	0.0200	15.50	0.20450-02
1	1	1	1	1	1	0.760	0.0350	18.20	0.24010-02
1	1	1	1	1	1	1.250	0.0550	20.20	0.26650-02
1	1	1	1	1	1	2.300	0.1060	23.90	0.31530-02
1	1	1	1	1	1	3.900	0.2030	27.70	0.36550-02
1	1	1	1	1	1	4.900	0.3140	30.70	0.40510-02
1	1	1	1	1	1	7.730	0.5750	30.90	0.40640-02
1	1	1	1	1	1	0.078	0.0025	7.60	0.10030-02
1	1	1	1	1	1	0.171	0.0069	9.10	0.12010-02
1	1	1	1	1	1	0.255	0.0094	10.00	0.13190-02
1	1	1	1	1	1	0.425	0.0156	11.20	0.14780-02
1	1	1	1	1	1	0.761	0.0269	13.00	0.17150-02
1	1	1	1	1	1	1.250	0.0419	14.40	0.19000-02
1	1	1	1	1	1	2.300	0.0713	16.40	0.21640-02
1	1	1	1	1	1	3.900	0.1140	18.40	0.24280-02
1	1	1	1	1	1	5.000	0.1600	19.90	0.26260-02
1	1	1	1	1	1	0.078	0.0069	9.20	0.12140-02
1	1	1	1	1	1	0.171	0.0106	10.20	0.13460-02
1	1	1	1	1	1	0.255	0.0200	11.60	0.15310-02
1	1	1	1	1	1	0.425	0.0363	13.40	0.17680-02
1	1	1	1	1	1	0.760	0.0590	15.10	0.19920-02
1	1	1	1	1	1	1.250	0.1030	17.60	0.23220-02
1	1	1	1	1	1	2.300	0.1990	20.10	0.26520-02
1	1	1	1	1	1	3.900	0.3650	21.70	0.28630-02
1	1	1	1	1	1	4.900	0.5310	6.53	0.86160-02
1	1	1	1	1	1	7.730	0.949	8.08	0.10660-02
1	1	1	1	1	1	0.078	0.0069	8.78	0.11580-02
1	1	1	1	1	1	0.171	0.0150	10.00	0.13190-02
1	1	1	1	1	1	0.255	0.0273	11.30	0.14910-02
1	1	1	1	1	1	0.425	0.0413	12.40	0.16360-02
1	1	1	1	1	1	0.761	0.0713	14.40	0.19000-02
1	1	1	1	1	1	1.250	0.1110	16.00	0.21110-02
1	1	1	1	1	1	2.300	0.2000	17.30	0.22930-02
1	1	1	1	1	1	3.900	0.3320	18.60	0.24540-02
1	1	1	1	1	1	5.000	0.531	6.53	0.86820-02
1	1	1	1	1	1	7.730	0.963	8.04	0.10610-02
1	1	1	1	1	1	0.078	0.0113	9.02	0.11870-02
1	1	1	1	1	1	0.171	0.0188	10.30	0.13590-02
1	1	1	1	1	1	0.255	0.0350	11.70	0.15440-02
1	1	1	1	1	1	0.425	0.0519	13.10	0.17280-02
1	1	1	1	1	1	0.760	0.0869	15.40	0.20320-02
1	1	1	1	1	1	1.250	0.1690	17.60	0.23220-02
1	1	1	1	1	1	2.300	0.3025	19.50	0.25730-02
1	1	1	1	1	1	3.900	0.5025	15.20	0.11140-02
1	1	1	1	1	1	5.000	0.750	17.50	0.12830-02
1	1	1	1	1	1	7.730	0.0755	19.80	0.14510-02
1	1	1	1	1	1	0.078	0.0125	21.40	0.15690-02
1	1	1	1	1	1	0.171	0.0150	22.40	0.16570-02
1	1	1	1	1	1	0.255	0.0200	23.00	0.18330-02
1	1	1	1	1	1	0.425	0.0350	25.60	0.19500-02
1	1	1	1	1	1	0.760	0.0550	28.00	0.20740-02
1	1	1	1	1	1	1.250	0.1000	30.20	0.22140-02
1	1	1	1	1	1	2.300	0.2055	32.60	0.23900-02
1	1	1	1	1	1	3.900	0.375	34.50	0.25290-02
1	1	1	1	1	1	5.000	0.600	36.80	0.26600-02
1	1	1	1	1	1	7.730	0.900	39.40	0.28880-02

IK	NE	L	S	D	T	Vs	E	IC	COE
69	7	1	1	1	1	5.130	0.1530	42.00	0.30790-02
70	7	1	1	1	1	7.450	0.2200	45.30	0.33210-02
71	7	1	1	1	1	10.400	0.2480	47.50	0.34820-02
72	8	1	1	1	1	0.078	0.0025	14.60	0.10700-02
73	8	1	1	1	1	0.127	0.0050	16.50	0.12090-02
74	8	1	1	1	1	0.171	0.0075	17.90	0.13120-02
75	8	1	1	1	1	0.256	0.0114	20.40	0.14950-02
76	8	1	1	1	1	0.342	0.0143	22.00	0.16130-02
77	8	1	1	1	1	0.428	0.0175	23.50	0.17230-02
78	8	1	1	1	1	0.607	0.0250	25.60	0.18770-02
79	8	1	1	1	1	0.783	0.0325	27.60	0.20230-02
80	8	1	1	1	1	1.060	0.0400	29.50	0.21620-02
81	8	1	1	1	1	1.360	0.0537	31.60	0.23160-02
82	8	1	1	1	1	1.700	0.0650	33.10	0.24260-02
83	8	1	1	1	1	1.100	0.0825	35.30	0.25880-02
84	8	1	1	1	1	1.540	0.1030	37.00	0.27120-02
85	8	1	1	1	1	1.830	0.1150	37.90	0.27780-02
86	8	1	1	1	1	0.077	0.0025	16.40	0.12020-02
87	8	1	1	1	1	0.126	0.0038	18.00	0.13190-02
88	8	1	1	1	1	0.170	0.0050	19.80	0.14510-02
89	8	1	1	1	1	0.339	0.0113	23.70	0.17370-02
90	8	1	1	1	1	0.423	0.0150	24.80	0.18180-02
91	8	1	1	1	1	0.594	0.0200	24.80	0.18180-02
92	8	1	1	1	1	0.767	0.0275	27.00	0.19790-02
93	8	1	1	1	1	1.000	0.0350	28.30	0.20740-02
94	8	1	1	1	1	1.240	0.0400	30.00	0.21990-02
95	8	1	1	1	1	1.720	0.0575	32.60	0.24040-02
96	8	1	1	1	1	1.90	0.0725	34.60	0.25360-02
97	8	1	1	1	1	2.90	0.0975	36.90	0.27050-02
98	8	1	1	1	1	6.40	0.1230	39.00	0.28590-02
99	8	1	1	1	1	6.80	0.1530	41.50	0.30420-02
100	8	1	1	1	1	6.90	0.1780	43.50	0.31890-02
101	8	1	1	1	1	6.90	0.1930	44.40	0.32550-02
102	8	1	1	1	1	7.00	0.2130	45.40	0.33280-02
103	8	1	1	1	1	0.000	0.0025	17.40	0.12750-02
104	8	1	1	1	1	0.000	0.0038	19.50	0.14290-02
105	8	1	1	1	1	0.000	0.0050	20.70	0.15170-02
106	8	1	1	1	1	0.000	0.0075	23.40	0.17150-02
107	8	1	1	1	1	0.000	0.0125	24.30	0.17740-02
108	8	1	1	1	1	0.000	0.0163	25.50	0.18690-02
109	8	1	1	1	1	0.000	0.0225	26.60	0.19500-02
110	8	1	1	1	1	0.000	0.0275	27.50	0.20160-02
111	8	1	1	1	1	0.000	0.0375	28.90	0.21180-02
112	8	1	1	1	1	0.000	0.0450	30.40	0.22280-02
113	8	1	1	1	1	0.000	0.0625	33.40	0.24450-02
114	8	1	1	1	1	0.000	0.0800	35.40	0.25950-02
115	8	1	1	1	1	0.000	0.1000	37.90	0.27780-02
116	8	1	1	1	1	0.000	0.1280	40.10	0.29390-02
117	8	1	1	1	1	0.000	0.1730	43.40	0.31810-02
118	8	1	1	1	1	0.000	0.2000	45.70	0.33500-02
119	8	1	1	1	1	0.000	0.2140	46.40	0.34010-02
120	8	1	1	1	1	0.000	0.2300	47.60	0.34890-02
121	8	1	1	1	1	0.000	0.0025	17.40	0.12750-02
122	8	1	1	1	1	0.000	0.0038	20.00	0.14660-02
123	8	1	1	1	1	0.000	0.0050	21.10	0.15470-02
124	8	1	1	1	1	0.000	0.0088	23.00	0.17010-02
125	8	1	1	1	1	0.000	0.0113	24.50	0.17960-02
126	8	1	1	1	1	0.000	0.0150	25.10	0.18400-02
127	8	1	1	1	1	0.000	0.0200	25.30	0.18550-02
128	8	1	1	1	1	0.000	0.0250	25.70	0.18660-02
129	8	1	1	1	1	0.000	0.0340	26.60	0.19360-02
130	8	1	1	1	1	0.000	0.0425	28.00	0.20290-02
131	8	1	1	1	1	0.000	0.0600	33.00	0.22410-02
132	8	1	1	1	1	0.000	0.0800	35.20	0.23580-02
133	8	1	1	1	1	0.000	0.0975	37.50	0.24990-02
134	8	1	1	1	1	0.000	0.1250	40.00	0.26320-02
135	8	1	1	1	1	0.000	0.1780	43.30	0.31740-02
136	8	1	1	1	1	0.000	0.2150	45.60	0.34320-02

IK	NE	L	S	D	T	Vs	E	IC	COE
137	11	1	1	5	6	300	0	46.90	0.34380-02
138	11	1	1	5	7	350	0	47.30	0.34670-02
139	11	1	1	6	0	078	0	16.60	0.12170-02
140	11	1	1	6	0	127	0	18.40	0.13490-02
141	11	1	1	6	0	171	0	19.50	0.14290-02
142	11	1	1	6	0	236	0	21.80	0.15980-02
143	11	1	1	6	0	296	0	23.70	0.17370-02
144	11	1	1	6	0	435	0	25.10	0.18400-02
145	11	1	1	6	0	598	0	27.90	0.20450-02
146	11	1	1	6	0	722	0	29.60	0.21700-02
147	11	1	1	6	0	000	0	31.10	0.22800-02
148	11	1	1	6	0	250	0	32.70	0.23970-02
149	11	1	1	6	0	740	0	35.80	0.26240-02
150	11	1	1	6	0	820	0	38.80	0.38440-02
151	11	1	1	6	0	850	0	42.70	0.31300-02
152	11	1	1	6	0	730	0	46.80	0.34300-02
153	11	1	1	6	0	930	0	50.80	0.37240-02
154	11	1	1	6	0	100	0	48.60	0.35620-02
155	11	1	1	7	4	077	0	16.90	0.12290-02
156	11	1	1	7	7	170	0	19.50	0.14290-02
157	11	1	1	7	7	255	0	21.70	0.15910-02
158	11	1	1	7	7	340	0	24.00	0.17590-02
159	11	1	1	7	7	424	0	25.00	0.18330-02
160	11	1	1	7	7	596	0	27.50	0.20160-02
161	11	1	1	7	7	760	0	29.50	0.21620-02
162	11	1	1	7	7	000	0	31.40	0.23020-02
163	11	1	1	7	7	250	0	33.10	0.24260-02
164	11	1	1	7	7	740	0	36.00	0.26390-02
165	11	1	1	7	7	820	0	38.90	0.28070-02
166	11	1	1	7	7	940	0	40.90	0.29980-02
167	11	1	1	7	7	170	0	42.30	0.31010-02
168	11	1	1	7	7	720	0	45.60	0.33430-02
169	11	1	1	7	7	870	0	49.30	0.36140-02
170	11	1	1	7	7	076	0	16.20	0.11870-02
171	11	1	1	7	7	126	0	18.40	0.13490-02
172	11	1	1	7	7	165	0	19.60	0.14370-02
173	11	1	1	7	7	200	0	22.70	0.16640-02
174	11	1	1	7	7	265	0	24.70	0.18110-02
175	11	1	1	7	7	360	0	25.50	0.18690-02
176	11	1	1	7	7	464	0	28.00	0.20520-02
177	11	1	1	7	7	560	0	30.20	0.22140-02
178	11	1	1	7	7	660	0	32.30	0.23680-02
179	11	1	1	7	7	760	0	35.00	0.25660-02
180	11	1	1	7	7	860	0	38.80	0.28440-02
181	11	1	1	7	7	960	0	41.50	0.30420-02
182	11	1	1	7	7	000	0	43.70	0.32030-02
183	11	1	1	7	7	000	0	46.70	0.34230-02
184	11	1	1	7	7	000	0	50.10	0.36720-02
185	11	1	1	7	7	000	0	52.30	0.38340-02
186	11	1	1	7	7	000	0	18.30	0.13410-02
187	11	1	1	7	7	000	0	19.80	0.14070-02
188	11	1	1	7	7	000	0	21.80	0.15980-02
189	11	1	1	7	7	000	0	23.10	0.16930-02
190	11	1	1	7	7	000	0	25.10	0.18400-02
191	11	1	1	7	7	000	0	27.00	0.19790-02
192	11	1	1	7	7	000	0	29.40	0.21550-02
193	11	1	1	7	7	000	0	31.40	0.23020-02
194	11	1	1	7	7	000	0	33.50	0.24560-02
195	11	1	1	7	7	000	0	37.20	0.27270-02
196	11	1	1	7	7	000	0	40.10	0.29390-02
197	11	1	1	7	7	000	0	43.00	0.31520-02
198	11	1	1	7	7	000	0	45.10	0.33790-02
199	11	1	1	7	7	000	0	50.20	0.36900-02
200	11	1	1	7	7	000	0	52.50	0.38480-02
201	11	1	1	7	7	000	0	14.40	0.10560-02
202	11	1	1	7	7	000	0	16.10	0.13270-02
203	11	1	1	7	7	000	0	19.40	0.14220-02
204	11	1	1	7	7	000	0	22.70	0.16640-02

IK	NE	L	S	D	T	Vs	E	IC	COE
005	16	1	1	10	4	0.342	0.0157	25.10	0.18400-00
006	16	1	1	10	4	0.426	0.0200	26.30	0.19280-00
007	16	1	1	10	4	0.600	0.0300	29.50	0.21620-00
008	16	1	1	10	4	0.764	0.0400	32.20	0.23600-00
009	16	1	1	10	4	1.010	0.0525	34.10	0.25000-00
010	16	1	1	10	4	1.260	0.0671	36.30	0.26610-00
011	16	1	1	10	4	1.740	0.1030	39.70	0.29100-00
012	16	1	1	10	4	2.220	0.1430	42.70	0.31300-00
013	16	1	1	10	4	2.940	0.2080	45.70	0.33500-00
014	16	1	1	10	4	3.680	0.2750	48.30	0.35400-00
015	16	1	1	10	4	4.400	0.3600	50.60	0.37090-00
016	17	1	1	11	4	0.079	0.0031	15.90	0.11650-00
017	17	1	1	11	4	0.128	0.0056	19.20	0.14070-00
018	17	1	1	11	4	0.173	0.0075	20.80	0.15250-00
019	17	1	1	11	4	0.259	0.0113	23.00	0.16860-00
020	17	1	1	11	4	0.345	0.0150	24.80	0.18180-00
021	17	1	1	11	4	0.431	0.0200	26.00	0.19060-00
022	17	1	1	11	4	0.605	0.0288	28.70	0.21040-00
023	17	1	1	11	4	0.772	0.0400	31.10	0.22800-00
024	17	1	1	11	4	1.020	0.0525	33.10	0.24260-00
025	17	1	1	11	4	1.270	0.0700	35.10	0.25730-00
026	17	1	1	11	4	1.760	0.1100	37.80	0.27710-00
027	17	1	1	11	4	2.400	0.1480	40.30	0.29540-00
028	17	1	1	11	4	3.170	0.2140	43.30	0.31740-00
029	17	1	1	11	4	4.000	0.2790	46.10	0.33790-00
030	17	1	1	11	4	4.600	0.3750	49.90	0.36580-00
031	18	1	1	11	4	0.078	0.0025	13.70	0.10040-00
032	18	1	1	11	4	0.127	0.0050	15.50	0.11360-00
033	18	1	1	11	4	0.171	0.0063	16.40	0.12020-00
034	18	1	1	11	4	0.256	0.0088	18.60	0.13630-00
035	18	1	1	11	4	0.328	0.0138	20.90	0.15320-00
036	18	1	1	11	4	0.459	0.0200	23.00	0.16860-00
037	18	1	1	11	4	0.600	0.0250	24.60	0.18250-00
038	18	1	1	11	4	0.740	0.0325	26.30	0.19280-00
039	18	1	1	11	4	0.900	0.0400	27.60	0.20230-00
040	18	1	1	11	4	1.000	0.0525	30.20	0.22140-00
041	18	1	1	11	4	1.100	0.0700	31.80	0.23310-00
042	18	1	1	11	4	1.200	0.0875	34.10	0.25000-00
043	18	1	1	11	4	1.300	0.1130	36.20	0.26530-00
044	18	1	1	11	4	1.450	0.1450	38.60	0.28290-00
045	18	1	1	11	4	1.600	0.1800	40.50	0.29760-00
046	18	1	1	11	4	1.700	0.2550	43.40	0.31810-00
047	18	1	1	11	4	1.800	0.0038	14.80	0.10850-00
048	18	1	1	11	4	1.900	0.0063	17.40	0.12750-00
049	18	1	1	11	4	2.000	0.0100	19.20	0.14070-00
050	18	1	1	11	4	2.100	0.0200	22.20	0.16270-00
051	18	1	1	11	4	2.200	0.0275	24.30	0.17810-00
052	18	1	1	11	4	2.300	0.0350	26.00	0.19060-00
053	18	1	1	11	4	2.400	0.0525	28.70	0.21040-00
054	18	1	1	11	4	2.500	0.0775	31.40	0.23020-00
055	18	1	1	11	4	2.600	0.1080	34.20	0.25070-00
056	18	1	1	11	4	2.700	0.1330	37.90	0.27780-00
057	18	1	1	11	4	2.800	0.2150	41.40	0.30030-00
058	18	1	1	11	4	2.900	0.2980	44.90	0.32290-00
059	18	1	1	11	4	3.000	0.2780	44.20	0.32400-00
060	18	1	1	11	4	3.100	0.2700	43.80	0.32110-00
061	18	1	1	11	4	3.200	0.2980	44.50	0.32620-00
062	18	1	1	11	4	3.300	0.3050	44.80	0.32840-00
063	18	1	1	11	4	3.400	0.0029	14.70	0.10780-00
064	18	1	1	11	4	3.500	0.0050	16.80	0.12310-00
065	18	1	1	11	4	3.600	0.0100	20.20	0.14810-00
066	18	1	1	11	4	3.700	0.0200	23.20	0.17080-00
067	18	1	1	11	4	3.800	0.0360	27.70	0.20300-00
068	18	1	1	11	4	3.900	0.0650	31.70	0.23240-00
069	18	1	1	11	4	4.000	0.1350	37.40	0.27410-00
070	18	1	1	11	4	4.100	0.2660	42.50	0.31150-00
071	18	1	1	11	4	4.200	0.4590	45.90	0.33650-00
072	18	1	1	11	4	4.300	0.0000	11.40	0.83560-00

IK	NE	L	S	D	T	Vs	E	IC	COE
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	13.20	0.9676D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	13.80	0.1012D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	15.40	0.1129D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	17.40	0.1275D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	19.10	0.1400D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	20.50	0.1503D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	22.40	0.1642D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	24.60	0.1803D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	26.10	0.1913D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	27.30	0.2001D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	29.10	0.2133D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	31.30	0.2294D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	34.80	0.2551D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	12.20	0.8943D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	14.40	0.1056D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	15.90	0.1165D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	17.10	0.1253D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	18.20	0.1334D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	19.70	0.1444D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	21.10	0.1547D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	23.40	0.1715D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	25.50	0.1869D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	27.70	0.2030D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	30.30	0.2231D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	32.50	0.2382D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	35.20	0.2580D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	35.50	0.2602D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	11.70	0.8576D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	13.80	0.1012D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	15.10	0.1107D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	16.70	0.1224D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	18.80	0.1378D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	21.00	0.1466D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	23.40	0.1539D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	26.20	0.1767D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	28.70	0.1964D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	30.90	0.2210D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	33.90	0.2404D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	35.90	0.2510D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	39.70	0.2610D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	11.20	0.8210D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	12.40	0.9069D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	13.00	0.9529D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	14.40	0.1056D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	16.40	0.1202D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	17.50	0.1283D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	19.00	0.1393D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	21.10	0.1547D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	22.20	0.1627D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	24.20	0.1774D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	25.50	0.1869D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	26.80	0.1964D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	29.00	0.2126D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	31.50	0.2309D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	13.10	0.9869D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	13.90	0.9969D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	14.90	0.1063D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	17.30	0.1165D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	18.00	0.1268D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	18.70	0.1319D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	20.90	0.1532D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	22.70	0.1644D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	25.00	0.1748D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	26.00	0.1772D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	28.90	0.1972D-03
0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	0000	31.00	0.2089D-03

IK	NE	L	S	D	T	Vs	E	IC	COE
341	26	2	4	6	3	0.078	0.0040	12.00	0.8796D-03
342	26	2	4	6	3	0.171	0.0063	13.90	0.1019D-03
343	26	2	4	6	3	0.256	0.0100	15.00	0.1100D-03
344	26	2	4	6	3	0.425	0.0175	16.90	0.1239D-03
345	26	2	4	6	3	0.761	0.0350	20.10	0.1473D-03
346	26	2	4	6	3	1.250	0.0525	22.10	0.1620D-03
347	26	2	4	6	3	2.220	0.1030	25.80	0.1891D-03
348	26	2	4	6	3	3.740	0.2030	30.50	0.2236D-03
349	26	2	4	6	3	9.20	0.3800	33.20	0.2434D-03
350	26	2	4	6	3	1.20	0.3030	33.60	0.2463D-03
351	27	2	4	10	4	0.078	0.0031	10.60	0.7770D-03
352	27	2	4	10	4	0.127	0.0050	12.60	0.9236D-03
353	27	2	4	10	4	0.171	0.0075	14.00	0.1026D-03
354	27	2	4	10	4	0.256	0.0100	15.50	0.1136D-03
355	27	2	4	10	4	0.426	0.0206	17.20	0.1261D-03
356	27	2	4	10	4	0.762	0.0382	19.60	0.1437D-03
357	27	2	4	10	4	1.250	0.0650	22.10	0.1620D-03
358	27	2	4	10	4	2.220	0.1290	26.00	0.1906D-03
359	27	2	4	10	4	3.70	0.2480	29.70	0.2177D-03
360	27	2	4	10	4	7.20	0.3680	32.70	0.2397D-03
361	28	2	4	1	1	0.171	0.0050	12.60	0.9236D-03
362	28	2	4	1	1	0.255	0.0088	13.90	0.1019D-03
363	28	2	4	1	1	0.424	0.0145	15.50	0.1136D-03
364	28	2	4	1	1	0.596	0.0213	17.30	0.1268D-03
365	28	2	4	1	1	0.761	0.0250	18.20	0.1334D-03
366	28	2	4	1	1	1.250	0.0400	20.30	0.1488D-03
367	28	2	4	1	1	1.750	0.0563	22.10	0.1620D-03
368	28	2	4	1	1	2.330	0.0700	23.10	0.1693D-03
369	28	2	4	1	1	3.70	0.0888	24.10	0.1767D-03
370	28	2	4	1	1	7.10	0.1110	25.50	0.1869D-03
371	28	2	4	1	1	9.90	0.1650	27.70	0.2030D-03
372	28	2	4	6	3	0.171	0.0075	13.20	0.9749D-03
373	28	2	4	6	3	0.255	0.0100	14.30	0.1048D-03
374	28	2	4	6	3	0.424	0.0175	16.10	0.1180D-03
375	28	2	4	6	3	0.596	0.0263	17.60	0.1290D-03
376	28	2	4	6	3	0.761	0.0331	18.70	0.1371D-03
377	28	2	4	6	3	1.250	0.0525	20.90	0.1532D-03
378	28	2	4	6	3	2.330	0.0763	22.70	0.1664D-03
379	28	2	4	6	3	3.70	0.1030	24.30	0.1781D-03
380	28	2	4	6	3	7.10	0.1480	26.50	0.1942D-03
381	28	2	4	6	3	9.90	0.1960	28.50	0.2089D-03
382	28	2	4	6	3	12.70	0.2380	31.20	0.2267D-03
383	28	2	4	6	3	15.50	0.2980	32.30	0.2368D-03
384	28	2	4	6	3	18.30	0.0044	11.90	0.8503D-03
385	28	2	4	6	3	21.10	0.0057	12.40	0.9089D-03
386	28	2	4	6	3	23.90	0.0075	14.00	0.1026D-03
387	28	2	4	6	3	26.70	0.0150	15.70	0.1151D-03
388	28	2	4	6	3	29.50	0.0270	17.50	0.1283D-03
389	28	2	4	6	3	32.30	0.0400	19.40	0.1422D-03
390	28	2	4	6	3	35.10	0.0700	21.90	0.1605D-03
391	28	2	4	6	3	37.90	0.1180	24.50	0.1796D-03
392	28	2	4	6	3	40.70	0.1630	27.10	0.1986D-03
393	28	2	4	6	3	43.50	0.2280	29.10	0.2133D-03
394	28	2	4	6	3	46.30	0.0025	11.50	0.8430D-03
395	28	2	4	6	3	49.10	0.0050	12.90	0.9456D-03
396	28	2	4	6	3	51.90	0.0063	13.80	0.1012D-03
397	28	2	4	6	3	54.70	0.0088	15.10	0.1110D-03
398	28	2	4	6	3	57.50	0.0160	16.50	0.1209D-03
399	28	2	4	6	3	60.30	0.0213	17.10	0.1253D-03
400	28	2	4	6	3	63.10	0.0281	18.10	0.1327D-03
401	28	2	4	6	3	65.90	0.0438	19.90	0.1459D-03
402	28	2	4	6	3	68.70	0.0625	21.80	0.1598D-03
403	28	2	4	6	3	71.50	0.0800	23.30	0.1708D-03
404	28	2	4	6	3	74.30	0.1060	25.10	0.1840D-03
405	28	2	4	6	3	77.10	0.1290	26.90	0.1928D-03
406	28	2	4	6	3	80.00	0.1630	29.00	0.2052D-03
407	28	2	4	6	3	82.80	0.2000	31.48	0.2148D-03
408	28	2	4	6	3	85.60	0.257	34.63	0.2163D-03

IK	NE	L	S	D	T	Vs	E	IC	COE
477	38	3	1	1	1	7.440	0.2150	80.90	0.29820-02
478	39	3	1	6	3	0.078	0.0038	28.50	0.10500-02
479	39	3	1	6	3	0.171	0.0075	34.40	0.12680-02
480	39	3	1	6	3	0.256	0.0100	38.50	0.14190-02
481	39	3	1	6	3	0.426	0.0186	45.20	0.16660-02
482	39	3	1	6	3	0.762	0.0350	52.80	0.19460-02
483	39	3	1	6	3	1.250	0.0550	58.20	0.21450-02
484	39	3	1	6	3	1.750	0.0788	64.50	0.23770-02
485	39	3	1	6	3	2.300	0.1060	69.40	0.25580-02
486	39	3	1	6	3	3.500	0.1450	77.10	0.28420-02
487	39	3	1	6	3	5.700	0.2060	84.50	0.31140-02
488	40	3	1	1	1	0.077	0.0025	20.70	0.76290-03
489	40	3	1	1	1	0.170	0.0069	24.50	0.90300-03
490	40	3	1	1	1	0.354	0.0100	27.90	0.10280-02
491	40	3	1	1	1	0.423	0.0156	31.40	0.11570-02
492	40	3	1	1	1	0.768	0.0269	36.60	0.13490-02
493	40	3	1	1	1	1.250	0.0413	40.90	0.15070-02
494	40	3	1	1	1	2.200	0.0725	46.90	0.17290-02
495	40	3	1	1	1	3.600	0.1110	52.00	0.19160-02
496	40	3	1	1	1	5.020	0.1610	56.80	0.20930-02
497	41	3	6	6	6	0.078	0.0038	21.60	0.79610-03
498	41	3	6	6	6	0.170	0.0075	25.20	0.92880-03
499	41	3	6	6	6	0.254	0.0125	28.90	0.10650-02
500	41	3	6	6	6	0.424	0.0200	33.40	0.12310-02
501	41	3	6	6	6	0.758	0.0363	39.00	0.14370-02
502	41	3	6	6	6	1.350	0.0550	42.70	0.15740-02
503	41	3	6	6	6	2.100	0.1030	49.60	0.18280-02
504	41	3	6	6	6	3.500	0.1860	58.20	0.21450-02
505	41	3	6	6	6	5.200	0.2640	63.10	0.23260-02
506	42	3	6	6	6	0.078	0.0025	17.80	0.65600-03
507	42	3	6	6	6	0.171	0.0050	21.20	0.78130-03
508	42	3	6	6	6	0.354	0.0088	23.70	0.87350-03
509	42	3	6	6	6	0.750	0.0150	27.30	0.10060-02
510	42	3	6	6	6	1.300	0.0256	32.00	0.11790-02
511	42	3	6	6	6	2.300	0.0400	35.50	0.13080-02
512	42	3	6	6	6	3.600	0.0713	40.50	0.14930-02
513	42	3	6	6	6	5.000	0.1110	44.90	0.16550-02
514	42	3	6	6	6	7.400	0.1630	49.00	0.18060-02
515	42	3	6	6	6	11.000	0.0060	22.20	0.91820-03
516	42	3	6	6	6	15.000	0.0106	24.90	0.91770-03
517	42	3	6	6	6	20.000	0.0188	28.70	0.10580-02
518	42	3	6	6	6	25.000	0.0344	32.90	0.12130-02
519	42	3	6	6	6	30.000	0.0525	36.50	0.13450-02
520	42	3	6	6	6	35.000	0.0663	42.00	0.15480-02
521	42	3	6	6	6	40.000	0.0860	48.60	0.17910-02
522	42	3	6	6	6	45.000	0.1730	52.70	0.19420-02
523	42	3	6	6	6	50.000	0.2370	52.70	0.19420-02
524	42	3	6	6	6	55.000	0.0031	18.70	0.68920-03
525	42	3	6	6	6	60.000	0.0069	21.20	0.78130-03
526	42	3	6	6	6	65.000	0.0094	24.00	0.88450-03
527	42	3	6	6	6	70.000	0.0150	27.10	0.99880-03
528	42	3	6	6	6	75.000	0.0270	31.60	0.11650-02
529	42	3	6	6	6	80.000	0.0413	35.10	0.12940-02
530	42	3	6	6	6	85.000	0.0738	40.00	0.14740-02
531	42	3	6	6	6	90.000	0.1150	43.80	0.16140-02
532	42	3	6	6	6	95.000	0.1860	48.70	0.17950-02
533	42	3	6	6	6	100.000	0.0060	21.70	0.79980-03
534	42	3	6	6	6	105.000	0.0100	23.50	0.86610-03
535	42	3	6	6	6	110.000	0.0181	27.20	0.10020-02
536	42	3	6	6	6	115.000	0.0338	31.40	0.11570-02
537	42	3	6	6	6	120.000	0.0519	34.70	0.12790-02
538	42	3	6	6	6	125.000	0.0956	41.10	0.15150-02
539	42	3	6	6	6	130.000	0.1700	47.40	0.17470-02
540	42	3	6	6	6	135.000	0.2590	52.80	0.19460-02